

**PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DIOKSIDA
DARI FLUE GAS DENGAN KAPASITAS
11,5 JUTA TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

**Nama : Toto Wiranto
Nim : 22521050**

**Nama : Jackson Susanto
Nim : 22522059**

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

2026

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DIOKSIDA DARI FLUE GAS DENGAN KAPASITAS 11,5 JUTA TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Toto Wiranto
Nim : 22521050

Nama : Jackson Susanto
Nim : 22522059

Yogyakarta, Juni 2026

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



Toto Wiranto



Jackson Susanto

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DIOKSIDA
DARI FLUE GAS DENGAN KAPASITAS
11,5 JUTA TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

**Nama : Toto Wiranto
Nim : 22521050**

**Nama : Jackson Susanto
Nim : 22522059**

Yogyakarta, Juni 2026

Pembimbing



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DIOKSIDA
DARI FLUE GAS DENGANKAPASITAS
11,5 JUTA TON/TAHUN
PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Jackson Susanto
Nim : 22522059

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

Tim Penguji

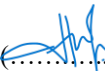
Nama Lengkap : Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D
Ketua Penguji


(.....)

Nama Lengkap : Prof. Ir. Sholeh Mamun, S.T., M.T., Ph.D., IPM, ASEAN Eng.
Penguji 1


(23/07/2026)

Nama Lengkap : Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng., Dr.
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.

PRAKATA

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat dan hidayah-Nya. Shalawat dan salam juga tidak lupa kami hanturkan kepada junjungan kita, Nabi Muhammad SAW. Berkat segala nikmat tersebut, kami dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Karbon Dioksida dari Flue Gas Dengan Kapasitas 11,5 Juta Ton/Tahun” ini dengan baik. Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat kelulusan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Penyusunan Tugas Akhir ini, penulis menerima banyak bantuan, bimbingan, dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya selama proses penyusunan Tugas Akhir.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dukungan baik berupa materi, semangat, dan doa yang tiada henti diberikan kepada kami, sehingga kami dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU, ASEAN.Eng, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku dosen Pembimbing yang dengan sabar telah membimbing dan mendukung kami, selalu memberikan semangat, arahan, dan motivasi kepada kami selama penyusunan Laporan Tugas Akhir.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.

8. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2022 yang telah mendukung, berbagi ilmu, dan membantu kelancaran Tugas Akhir ini, semangat teman-teman, perjuangan kita masih panjang.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini masih memiliki banyak kekurangan dan jauh dari kata sempurna. Maka dari itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kebaikan dan kesempurnaan laporan ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 20 Juni 2026

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Dengan penuh rasa syukur kehadiran Allah SWT atas segala rahmat, kemudahan, dan kekuatan yang telah diberikan, saya akhirnya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini dengan baik. Penyelesaian Tugas Akhir ini bukan hanya menjadi penanda berakhirnya perjalanan akademik saya sebagai mahasiswa Program Studi Teknik Kimia, tetapi juga menjadi awal dari perjalanan baru yang akan saya hadapi di masa mendatang. Seluruh proses yang telah dilalui memberikan banyak pelajaran berharga tentang perjuangan, ketekunan, kesabaran, dan arti penting sebuah pengorbanan.

Saya menyadari bahwa pencapaian ini tidak mungkin diraih seorang diri. Doa, dukungan, semangat, perhatian, dan kasih sayang dari orang-orang terdekat telah menjadi sumber kekuatan yang mengiringi setiap langkah perjalanan saya. Oleh karena itu, dengan segala kerendahan hati dan rasa hormat yang mendalam, Tugas Akhir ini saya persembahkan kepada mereka yang telah memberikan arti dan kontribusi besar dalam perjalanan hidup saya, yang secara khusus saya tuangkan dalam lembar persembahan ini.

1. Bapak dan Ibu, dua energi terbesar yang selalu mendoakan, memberikan semangat, dan pengorbanan untuk anaknya. Karya kecil ini saya persembahkan sebagai tanda terima kasih atas cinta yang tak pernah habis, dukungan yang tak pernah putus, dan pelukan hangat yang selalu menjadi rumah.
2. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing tugas akhir. Terima kasih, Pak karena telah memberikan dukungan, bimbingan, dan inspirasi tanpa henti selama perjalanan ini. Minggu demi minggu bimbingan tidak terasa di lalui karena selalu di sisipi dengan candaan kecil. Terima kasih untuk ilmu yang diberikan semoga menjadi amal baik dan semoga sehat selalu, Pak.
3. Toto, partner tugas akhir saya. Terima kasih telah berjuang Bersama menyelesaikan tugas akhir ini, semoga sukses selalu.

Jackson Susanto

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
PRAKATA	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
ABSTRAK	xv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka	3
1.3.1 Karbon dioksida (CO_2)	3
1.3.2 Flue Gas	4
1.3.3 Kalium Hidroksida (KOH)	5
1.3.4 Kalium Karbonat (K_2CO_3)	6
1.3.5 Kalsium Hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)	7
1.3.6 Kalsium karbonat (CaCO_3)	9
1.3.7 Kalsium Oksida (CaO)	10
1.3.8 Kegunaan Karbon Dioksida (CO_2)	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	12
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	12
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Produk.....	16
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	16

2.3 Pengendalian Kualitas	17
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	17
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	18
2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi	18
BAB III PERANCANGAN PROSES	19
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	19
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	19
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	19
3.2 Uraian Proses.....	19
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	20
3.2.2 Tahap Pemilihan Pelarut	20
3.2.3 Tahap Penyerapan Karbon Dioksida (CO ₂)	21
3.2.4 Tahap Reaksi Kaustisasi	23
3.2.5 Tahap Kalsinasi	24
3.2.6 Tahap Regenerasi Kalsium Hidroksida	24
3.2.7 Tahap Pemurnian dan Penanganan Produk CO ₂	25
3.3 Spesifikasi Alat.....	26
3.3.1 Reaktor	26
3.3.2 Absorber	27
3.3.3 Calciner	28
3.3.4 Slaker.....	28
3.3.5 Rotary Filter	29
3.3.6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	29
3.3.7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	30
3.3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	33
3.3.9 Evaporator.....	34
3.4 Neraca Massa	36
3.4.1 Absorber-01 (ABS-01)	36
3.4.2 Evaporator-01 (E-01)	36
3.4.3 Reaktor-01 (R-01)	37

3.4.4 Filter-01(F-01)	37
3.4.5 Calciner (RK-01).....	38
3.4.6 Slaker (SK-01)	38
3.5 Neraca Panas.....	39
3.5.1 Absorber	39
3.5.2 Evaporator.....	39
3.5.3 Reaktor	39
3.5.4 Calciner	40
3.5.5 Rotary Cooler-01 (RC-01).....	40
3.5.6 Slaker.....	40
3.5.7 Rotary Cooler-02 (RC-02).....	41
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	42
4.1 Lokasi Pabrik.....	42
4.1.1 Faktor-Faktor Penentuan Lokasi Pabrik	43
4.3 Tata Letak Alat Proses	46
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	47
4.3.2 Sirkulasi Aliran Udara	47
4.3.3 Sumber Pencahayaan	48
4.3.4 Mobilitas Manusia dan Kendaraan.....	48
4.3.5 Maintenance	48
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses	49
4.3.7 Pertimbangan Ekonomi	49
4.3.8 Perluasan Area	49
4.4 Organisasi Perusahaan	50
4.4.1 Bentuk Organisasi Perusahaan	50
4.4.2 Struktur Organisasi	52
4.4.3 Tugas dan Wewenang.....	53
4.4.4 Status Karyawan	54
4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	54
4.4.6 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan	55

BAB V UTILITAS	58
5.1 Unit penyedia dan pengolahan air.....	58
5.1.1 Unit Penyedia Air.....	58
5.1.2 Kebutuhan air	60
5.1.3 Unit pengolahan air	61
5.3 Unit Pembangkit Listrik	64
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	67
5.6 Unit Pengolahan Limbah	68
5.7 Spesifikasi alat utilitas	69
BAB V EVALUASI EKONOMI	77
6.1 Penarikiran Harga	77
6.2 Dasar Perhitungan.....	80
6.3 Perhitungan Biaya	80
6.3.1 Modal (Capital Investment).....	80
6.3.2 Total Production Cost	81
6.4 Analisa Kelayakan	84
6.4.1 Return On Investment (ROI)	84
6.4.2 <i>Pay Out Time</i> (POT).....	84
6.4.3 <i>Break Even Point</i> (BEP)	85
6.4.4 <i>Shut Down Point</i> (SDP).....	85
6.4.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCFRR).....	86
6.5 Hasil Evaluasi Ekonomi.....	86
6.5 Perbandingan Harga Jual CO ₂ dengan Proses Amina (MEA).....	88
BAB VII KESIMPULAN.....	89
7.1 Kesimpulan	89
7.2 Saran.....	92
Daftar Pustaka	94

DAFTAR TABEL

Tabel 1. Data perubahan entalpi standar reaksi.....	13
Tabel 2. Spesifikasi Produk CO ₂	16
Tabel 3. Spesifikasi Bahan Baku.....	17
Tabel 4. Perbandingan absorben untuk penyerapan CO ₂ dari flue gas	20
Tabel 5. Spesifikasi alat transportasi bahan padat.....	30
Tabel 6. Spesifikasi alat transportasi bahan padat (lanjutan	31
Tabel 7. alat transportasi bahan cair	31
Tabel 8. alat transportasi bahan cair (lanjutan)	32
Tabel 9. spesifikasi rotary cooler	33
Tabel 10. spesifikasi rotary cooler-02	34
Tabel 11. spesifikasi evaporator	35
Tabel 12. spesifikasi evaporator (lanjutan)	35
Tabel 13. Neraca massa absorber	36
Tabel 14. neraca massa evaporator.....	36
Tabel 15. neraca massa Reaktor	37
Tabel 16. Neraca massa Filter	37
Tabel 17. neraca massa calciner	38
Tabel 18.neraca massa slaker	38
Tabel 19. neraca panas absorber.....	39
Tabel 20. neraca panas evaporator	39
Tabel 21. neraca panas reaktor	39
Tabel 22. neraca panas calciner.....	40
Tabel 23. neraca panas RK-01	40
Tabel 24. neraca panas slaker	40
Tabel 25. neraca panas RK-02	41
Tabel 26. Keterangan layout pabrik	45
Tabel 27. perincian luas bangunan pabrik.....	46
Tabel 28. jadwal kerja karyawan non-shift	54
Tabel 29. jadwal kerja karyawan shift.....	55
Tabel 30. Jumlah pekerja dan gaji karyawan	56
Tabel 31. Jumlah pekerja dan karyawan	57

Tabel 32. Kebutuhan air pendingin	60
Tabel 33. Kebutuhan service water	60
Tabel 34. kebutuhan listrik proses.....	65
Tabel 35. Kebutuhan listrik unit utilitas	66
Tabel 36. Kebutuhan listrik pabrik.....	67
Tabel 37. Kebutuhan bahan bakar	68
Tabel 38. Spesifikasi pompa utilitas.....	69
Tabel 39. spesifikasi pompa utilitas (lanjutan).....	70
Tabel 40. spesifikasi tangki utilitas	71
Tabel 41. spesifikasi tangki utilitas (lanjutan).....	72
Tabel 42. spesifikasi tanki utilitas (lanjutan).....	73
Tabel 43. spesifikasi bak utilitas	73
Tabel 44. spesifikasi mixing tank dan klarifier	74
Tabel 45. spesifikasi cooling tower.....	74
Tabel 46. spesifikasi blower cooling tower.....	75
Tabel 47. spesifikasi sand filter	75
Tabel 48. spesifikasi compressor.....	76
Tabel 49. Indeks harga	78
Tabel 50. Harga alat	79
Tabel 51. Physical plant cost (PPC)	80
Tabel 52. Direct Plant Cost (DPC).....	81
Tabel 53. Fixed Capital Investment (FCI).....	81
Tabel 54. Direct Manufacturing cost.....	82
Tabel 55. Fixed manufacturing cost	82
Tabel 56. Indirect manufacturing cost.....	83
Tabel 57. General Expenses	83
Tabel 58. General expenses (lanjutan)	83

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. Diagram Alir Kualitatif	19
Gambar 2. Diagram Alir Kuantitatif	19
Gambar 3. Lokasi pabrik Karbon Doksida akan didirikan	42
Gambar 4. layout pabrik karbon dioksida dengan skala 1:1000	45
Gambar 5. tata letak alat proses	50
Gambar 6. Grafik indeks harga vs tahun.....	78
Gambar 7. Kapasitas Produksi vs Biaya/tahun	87

ABSTRAK

Karbon dioksida merupakan senyawa kimia dengan rumus molekul CO_2 . Karbon dioksida adalah gas rumah kaca yang penting karena ia menyerap gelombang inframerah dengan kuat. Karbon dioksida atau CO_2 adalah gas cair tidak berwarna, tidak berbau, tidak mudah terbakar, dan sedikit asam. CO_2 lebih berat daripada udara dan larut dalam air. Peluang berkembangnya industri karbon dioksida di Indonesia cukup besar, mengingat kebutuhannya yang terus meningkat dan jumlah impor yang masih tinggi. Saat ini belum ada pabrik karbon dioksida yang tercatat telah berdiri di Indonesia. Pabrik karbon dioksida ini direncanakan akan dibangun di Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah dengan kapasitas produksi 11,5 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Metode pembuatan CO_2 yang digunakan yaitu dengan cara menyerap senyawa CO_2 yang berasal dari limbah gas buang pada PLTU Cilacap. Proses yang terjadi di pabrik ini meliputi penyerapan CO_2 dari aliran gas menggunakan larutan KOH di dalam absorber, pembentukan kalium karbonat, regenerasi larutan untuk memperoleh kembali KOH, serta pemurnian dan kompresi CO_2 hingga mencapai spesifikasi produk yang diinginkan. Produk CO_2 kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan sebelum didistribusikan, sedangkan larutan KOH direcycle kembali ke proses absorpsi untuk meningkatkan efisiensi penggunaan bahan baku. Hasil analisis kelayakan ekonomi menunjukkan bahwa pabrik karbon dioksida berkapasitas 11,5 juta ton/tahun memerlukan Fixed Capital Investment (FCI) sebesar Rp56,57 triliun dengan total biaya produksi Rp35,14 triliun per tahun. Pada harga jual produk CO_2 /ton Rp6.245.750,00 didapat penjualan produk sebesar Rp50,39 triliun per tahun, pabrik mampu menghasilkan keuntungan sekitar Rp15,25 triliun per tahun. Parameter ekonomi yang diperoleh meliputi ROI sebelum pajak 26,95%, POT sebelum pajak 2,9 tahun, BEP 44,33%, SDP 21,62%, dan DCFRR 19,24%. Hasil tersebut menunjukkan bahwa pabrik memiliki prospek ekonomi yang baik dan berpotensi memberikan keuntungan yang menarik selama masa operasinya.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Peningkatan konsentrasi karbon dioksida (CO_2) di atmosfer merupakan salah satu penyebab utama terjadinya pemanasan global dan perubahan iklim akibat penggunaan bahan bakar fosil pada sektor industri dan pembangkit listrik (Song et al., 2012). Flue gas hasil pembakaran batubara dan bahan bakar fosil lainnya mengandung CO_2 dalam jumlah besar sehingga menjadi sumber emisi gas rumah kaca yang berpotensi mencemari lingkungan apabila tidak dilakukan pengolahan lebih lanjut (Rochelle, 2009). Kondisi tersebut menyebabkan teknologi penangkapan karbon atau *Carbon Capture and Storage* (CCS) serta *Carbon Capture Utilization and Storage* (CCUS) berkembang sebagai solusi untuk mengurangi emisi CO_2 dari sumber titik seperti PLTU dan industri kimia (Wang et al., 2021). Teknologi penangkapan CO_2 pasca pembakaran (*post-combustion capture*) dengan metode absorpsi kimia menjadi metode yang paling banyak digunakan karena mampu bekerja pada tekanan parsial CO_2 yang rendah serta mudah diintegrasikan dengan sistem industri yang telah ada (Boot-Handford et al., 2014). Pada proses absorpsi kimia, gas CO_2 dari flue gas dikontakkan dengan larutan penyerap di dalam kolom absorber sehingga CO_2 dapat diserap secara selektif oleh pelarut yang digunakan (Luis, 2016).

Penggunaan pelarut berbasis kalium karbonat dan kalium hidroksida mulai banyak dikembangkan dalam proses penangkapan CO_2 karena memiliki biaya operasional yang relatif lebih rendah, sifat yang lebih ramah lingkungan, serta kebutuhan energi regenerasi yang lebih kecil dibandingkan pelarut amina konvensional (Istiyane dan Altway, 2016). Penelitian Ghavamipour et al. (2024) menunjukkan bahwa larutan KOH mampu menyerap CO_2 dari simulated flue gas secara efektif menggunakan *bubble column contactor* pada kondisi operasi tertentu. Selain itu, penggunaan pelarut kalium karbonat berpromotor asam borat diketahui mampu meningkatkan efisiensi penyerapan CO_2 dan mempercepat laju reaksi absorpsi yang sebelumnya relatif lambat (Istiyane dan Altway, 2016). Dengan berkembangnya teknologi absorpsi tersebut, proses penangkapan CO_2 dari flue gas

memiliki peluang besar untuk diterapkan pada industri berskala besar sebagai upaya pengurangan emisi karbon.

Perancangan pabrik penangkapan CO₂ dari flue gas menjadi penting dilakukan karena Indonesia masih bergantung pada penggunaan bahan bakar fosil, khususnya batubara, sebagai sumber energi utama yang menghasilkan emisi CO₂ dalam jumlah besar setiap tahunnya (Wang et al., 2021). Selain berperan dalam pengurangan emisi gas rumah kaca, CO₂ hasil penangkapan juga memiliki nilai ekonomi karena dapat dimanfaatkan kembali sebagai bahan baku pada industri minuman berkarbonasi, *dry ice*, *enhanced oil recovery* (EOR), serta industri kimia lainnya (Song et al., 2012). Oleh karena itu, prarancangan pabrik penangkapan CO₂ dari flue gas perlu dilakukan untuk menghasilkan rancangan proses yang efisien, aman, ekonomis, serta mampu mendukung penerapan teknologi rendah karbon secara berkelanjutan.

Selain berperan dalam mengurangi emisi gas rumah kaca, karbon dioksida hasil penangkapan memiliki potensi ekonomi yang besar karena permintaan pasar terus meningkat pada berbagai sektor industri. Karbon dioksida dimanfaatkan secara luas sebagai bahan baku industri makanan dan minuman berkarbonasi, *dry ice*, pengelasan, pemadam kebakaran, aplikasi medis, *enhanced oil recovery* (EOR), serta berbagai proses industri kimia. Pertumbuhan teknologi Carbon Capture, Utilization, and Storage (CCUS) juga mendorong peningkatan kebutuhan CO₂ berkemurnian tinggi sebagai bahan baku maupun komoditas industri. Berdasarkan laporan Grand View Research (2025), nilai pasar karbon dioksida global diperkirakan meningkat dari USD 12,6 miliar pada tahun 2025 menjadi USD 20,0 miliar pada tahun 2033 dengan laju pertumbuhan (CAGR) sekitar 5,9%, yang menunjukkan prospek pasar CO₂ masih terus berkembang.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik merupakan faktor penting yang berpengaruh terhadap perhitungan teknis dan ekonomis dalam perancangan pabrik. Secara umum, semakin besar kapasitas produksi, semakin tinggi efisiensi dan potensi keuntungan yang dapat diperoleh. Namun, dalam penentuan kapasitas, perlu diperhatikan ketersediaan

bahan baku sebagai faktor utama agar produksi dapat berjalan optimal dan berkelanjutan.

Bahan baku Karbon Dioksida diperoleh dari flue gas PLTU Cilacap dengan laju alir sebesar 1.518,39 Nm³/detik. Limbah flue gas yang sebelumnya tidak memiliki nilai guna diolah menjadi bahan baku yang bernilai ekonomis. Berdasarkan kandungan CO₂ dalam flue gas sebesar 12,1% (v/v), maka jumlah CO₂ yang tersedia secara teoritis adalah sekitar 11,5 juta ton per tahun. Dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku sepanjang tahun, serta kebutuhan operasional unit pemurnian dan kompresi CO₂, pabrik ini dirancang dengan kapasitas produksi sebesar 11,5 ton per tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Karbon dioksida (CO₂)

Karbon dioksida (CO₂) merupakan senyawa kimia yang tersusun atas satu atom karbon dan dua atom oksigen. Pada kondisi standar, karbon dioksida berbentuk gas tidak berwarna, tidak berbau, dan sedikit lebih berat dibandingkan udara. Karbon dioksida merupakan salah satu gas rumah kaca yang berperan dalam menjaga keseimbangan temperatur bumi. Namun, peningkatan konsentrasi CO₂ di atmosfer akibat aktivitas industri dan pembakaran bahan bakar fosil telah menjadi salah satu penyebab utama terjadinya pemanasan global (Songolzadeh et al., 2014).

Salah satu sumber emisi karbon dioksida terbesar berasal dari gas buang industri (*flue gas*) yang dihasilkan dari proses pembakaran bahan bakar fosil pada pembangkit listrik, industri semen, industri baja, dan berbagai proses industri lainnya. Konsentrasi karbon dioksida dalam *flue gas* umumnya berkisar antara 10–20% volume, tergantung pada jenis bahan bakar dan kondisi operasi proses pembakaran (Songolzadeh et al., 2014).

Karbon dioksida memiliki sifat fisik yang mendukung pemanfaatannya sebagai bahan baku industri. Pada tekanan atmosfer, karbon dioksida memiliki massa molekul sebesar 44,01 g/mol, densitas sekitar 1,98 kg/m³ pada suhu 0°C dan tekanan 1 atm, serta dapat larut dalam air membentuk asam karbonat (H₂CO₃). Sifat ini memungkinkan karbon dioksida untuk direaksikan dengan berbagai senyawa

basa dalam proses penyerapan dan konversi menjadi produk yang bernilai ekonomi lebih tinggi (Green & Southard, 2019).

Pemanfaatan karbon dioksida sebagai bahan baku industri merupakan salah satu strategi yang banyak dikembangkan untuk mengurangi emisi gas rumah kaca sekaligus menghasilkan produk yang memiliki nilai tambah. Salah satu produk yang dapat dihasilkan melalui pemanfaatan karbon dioksida adalah kalium karbonat (K_2CO_3), yang banyak digunakan dalam industri kaca, pupuk, bahan kimia, dan pengolahan gas (Aresta, Dibenedetto, & Angelini, 2014).

Dalam perancangan pabrik ini, karbon dioksida diperoleh dari aliran *flue gas* hasil pembakaran dan dimanfaatkan sebagai bahan baku utama dalam sintesis kalium karbonat. Penggunaan *flue gas* sebagai sumber karbon dioksida diharapkan dapat meningkatkan nilai ekonomi emisi karbon sekaligus mendukung upaya pengurangan dampak lingkungan akibat pelepasan CO_2 ke atmosfer (Songolzadeh et al., 2014).

1.3.2 Flue Gas

Flue gas merupakan gas buang yang dihasilkan dari proses pembakaran bahan bakar pada berbagai unit industri, seperti pembangkit listrik, kiln semen, tungku peleburan logam, boiler, dan fasilitas industri lainnya. Komposisi *flue gas* bergantung pada jenis bahan bakar yang digunakan, kondisi pembakaran, serta teknologi pengendalian emisi yang diterapkan. Secara umum, *flue gas* terdiri atas nitrogen (N_2), karbon dioksida (CO_2), uap air (H_2O), oksigen (O_2), serta sejumlah kecil polutan seperti sulfur oksida (SO_x), nitrogen oksida (NO_x), karbon monoksida (CO), dan partikulat (Songolzadeh et al., 2014).

Karbon dioksida merupakan salah satu komponen utama dalam *flue gas* dan menjadi target utama dalam berbagai teknologi penangkapan karbon (*carbon capture*). Kandungan CO_2 dalam *flue gas* bervariasi tergantung pada jenis bahan bakar yang digunakan. Pembakaran gas alam umumnya menghasilkan *flue gas* dengan kandungan CO_2 sekitar 3–5% volume, sedangkan pembakaran batu bara dapat menghasilkan kandungan CO_2 sebesar 10–15% volume. Pada beberapa proses industri seperti produksi semen dan kapur, konsentrasi CO_2 dapat mencapai lebih dari 20% volume akibat adanya dekomposisi karbonat selama proses produksi (Boot-Handford et al., 2014).

Selain mengandung karbon dioksida, *flue gas* juga memiliki temperatur yang relatif tinggi saat keluar dari unit pembakaran. Oleh karena itu, sebelum digunakan sebagai umpan pada proses penangkapan atau pemanfaatan karbon, *flue gas* umumnya memerlukan tahap pendinginan dan pemurnian untuk menghilangkan debu, partikulat, serta kontaminan lain yang dapat mengganggu proses selanjutnya. Tahap pretreatment ini penting untuk meningkatkan efisiensi penyerapan karbon dioksida dan mencegah kerusakan peralatan proses (Songolzadeh et al., 2014).

Pemanfaatan *flue gas* sebagai sumber karbon dioksida menawarkan keuntungan ekonomi dan lingkungan. Selain mengurangi emisi CO₂ yang dilepaskan ke atmosfer, penggunaan *flue gas* sebagai bahan baku juga dapat mengurangi kebutuhan karbon dioksida murni yang umumnya diperoleh melalui proses pemisahan dan pemurnian yang lebih mahal. Oleh karena itu, pemanfaatan *flue gas* dalam sintesis bahan kimia merupakan salah satu pendekatan yang banyak dikembangkan dalam konsep *Carbon Capture and Utilization* (CCU) (Booth-Handford et al., 2014).

Dalam perancangan pabrik ini, *flue gas* digunakan sebagai sumber karbon dioksida untuk sintesis kalium karbonat. Sebelum memasuki unit absorpsi, *flue gas* terlebih dahulu mengalami proses pendinginan dan pemisahan pengotor sehingga diperoleh kondisi operasi yang sesuai untuk penyerapan karbon dioksida oleh larutan kalium hidroksida.

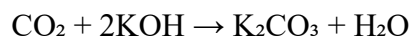
1.3.3 Kalium Hidroksida (KOH)

Kalium hidroksida (KOH), yang dikenal juga sebagai *caustic potash*, merupakan senyawa anorganik yang tergolong sebagai basa kuat. Senyawa ini berbentuk padatan putih higroskopis yang mudah menyerap uap air dan karbon dioksida dari udara. Kalium hidroksida memiliki massa molekul sebesar 56,11 g/mol, titik lebur sekitar 360°C, serta sangat mudah larut dalam air dengan proses pelarutan yang bersifat eksoterm (Green & Southard, 2019).

Kalium hidroksida banyak digunakan dalam berbagai sektor industri, seperti pembuatan sabun cair, pupuk, elektrolit baterai alkali, pengolahan makanan, serta sebagai bahan baku dalam sintesis berbagai senyawa kalium. Selain itu, sifat

kebasaannya yang kuat menjadikan KOH banyak dimanfaatkan sebagai absorbent untuk menyerap gas-gas asam, terutama karbon dioksida (Kohl & Nielsen, 1997). Dalam larutan berair, kalium hidroksida terdisosiasi sempurna menjadi ion kalium (K^+) dan ion hidroksida (OH^-). Ion hidroksida yang terbentuk kemudian bereaksi dengan karbon dioksida yang terlarut membentuk ion karbonat (CO_3^{2-}) maupun bikarbonat (HCO_3^-), tergantung pada kondisi operasi dan komposisi larutan. Kemampuan ini menjadikan larutan KOH efektif digunakan dalam proses penyerapan karbon dioksida dari aliran gas buang industri (Wilcox, 2012).

Proses absorpsi karbon dioksida menggunakan larutan kalium hidroksida memiliki beberapa keunggulan, antara lain laju reaksi yang cepat, efisiensi penyerapan yang tinggi, serta kemampuan menghasilkan produk karbonat secara langsung. Reaksi antara karbon dioksida dan kalium hidroksida berlangsung secara spontan dan menghasilkan kalium karbonat sebagai produk utama sesuai dengan reaksi berikut:



Reaksi tersebut bersifat eksoterm dan berlangsung dengan konversi yang tinggi ketika kontak antara fase gas dan fase cair berlangsung secara efektif (Wilcox, 2012).

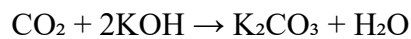
Dalam perancangan pabrik ini, kalium hidroksida digunakan sebagai bahan penyerap karbon dioksida yang terkandung dalam *flue gas*. Pemilihan KOH didasarkan pada kemampuannya untuk menyerap CO_2 secara efisien sekaligus menghasilkan kalium karbonat sebagai produk yang memiliki nilai ekonomi tinggi. Dengan demikian, penggunaan KOH tidak hanya berfungsi sebagai media absorpsi, tetapi juga sebagai reaktan utama dalam proses sintesis kalium karbonat.

1.3.4 Kalium Karbonat (K_2CO_3)

Kalium karbonat (K_2CO_3) merupakan senyawa anorganik yang berbentuk padatan kristal putih, bersifat higroskopis, dan mudah larut dalam air. Senyawa ini memiliki massa molekul sebesar 138,21 g/mol dan merupakan salah satu garam alkali yang bersifat basa. Dalam larutan berair, kalium karbonat terdisosiasi menjadi ion kalium (K^+) dan ion karbonat (CO_3^{2-}), sehingga menghasilkan larutan dengan pH yang relatif tinggi (Green & Southard, 2019).

Kalium karbonat memiliki peranan penting dalam teknologi penangkapan karbon berbasis absorpsi kimia. Larutan kalium karbonat telah digunakan secara luas dalam pemurnian gas sintesis, pengolahan gas alam, dan pemisahan karbon dioksida karena memiliki beberapa keunggulan, antara lain stabilitas kimia yang tinggi, korosivitas yang rendah, laju degradasi yang kecil, serta kebutuhan energi regenerasi yang lebih rendah dibandingkan beberapa pelarut kimia lainnya (Borhani et al., 2015).

Pada proses absorpsi karbon dioksida, kalium karbonat terbentuk melalui reaksi antara karbon dioksida dan kalium hidroksida. Reaksi tersebut dapat dinyatakan sebagai berikut:



Pembentukan kalium karbonat merupakan tahap utama dalam penangkapan karbon dioksida dari aliran *flue gas*. Melalui reaksi tersebut, karbon dioksida yang semula berada pada fase gas diubah menjadi senyawa karbonat yang lebih mudah ditangani pada tahap proses berikutnya (Hu et al., 2016).

Dalam proses yang menggunakan siklus regenerasi kalsium, kalium karbonat selanjutnya direaksikan dengan kalsium hidroksida untuk menghasilkan kembali kalium hidroksida dan membentuk endapan kalsium karbonat. Reaksi tersebut memungkinkan absorbent diregenerasi dan digunakan kembali secara berulang sehingga kebutuhan bahan kimia segar dapat dikurangi. Dengan demikian, kalium karbonat berfungsi sebagai senyawa antara (*intermediate compound*) yang menghubungkan tahap absorpsi karbon dioksida dengan tahap regenerasi absorbent (Wilcox, 2012).

Dalam perancangan pabrik ini, kalium karbonat merupakan produk antara yang terbentuk pada unit absorber sebagai hasil penyerapan karbon dioksida dari *flue gas* menggunakan larutan kalium hidroksida. Selanjutnya, kalium karbonat direaksikan dengan kalsium hidroksida pada unit kaustisasi untuk menghasilkan kembali kalium hidroksida dan membentuk kalsium karbonat yang akan dikalsinasi guna menghasilkan karbon dioksida produk.

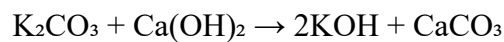
1.3.5 Kalsium Hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Kalsium hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), yang dikenal sebagai kapur hidrat (*hydrated lime*) atau kapur tohor terhidrasi, merupakan senyawa anorganik yang berbentuk

padatan putih dan bersifat basa kuat. Senyawa ini umumnya diperoleh melalui proses hidrasi kalsium oksida (CaO) menggunakan air. Kalsium hidroksida memiliki massa molekul sebesar 74,09 g/mol, densitas sekitar 2,24 g/cm³, serta kelarutan yang relatif rendah dalam air dibandingkan hidroksida logam alkali. Meskipun demikian, larutan jenuhnya memiliki pH yang tinggi sehingga efektif digunakan dalam berbagai proses netralisasi dan pengolahan kimia (Boynton, 1980).

Kalsium hidroksida merupakan salah satu bahan kimia yang banyak digunakan dalam industri pengolahan air, industri pulp dan kertas, industri gula, pengolahan limbah, serta proses pemurnian gas. Selain itu, Ca(OH)₂ juga digunakan secara luas dalam industri kimia sebagai sumber ion hidroksida untuk berbagai reaksi pengendapan dan regenerasi bahan kimia (Oates, 1998).

Dalam teknologi penangkapan karbon berbasis siklus kalium-karbonat–kalsium, kalsium hidroksida berperan sebagai agen kaustisasi (*causticizing agent*) yang digunakan untuk meregenerasi kalium hidroksida dari larutan kalium karbonat. Reaksi kaustisasi berlangsung sesuai persamaan berikut:



Melalui reaksi tersebut, ion karbonat dalam kalium karbonat dipindahkan ke kalsium sehingga terbentuk endapan kalsium karbonat (CaCO₃), sementara kalium hidroksida diregenerasi dan dapat digunakan kembali pada unit absorpsi karbon dioksida. Reaksi ini menjadi tahap penting dalam menjaga keberlangsungan siklus absorbent dan mengurangi kebutuhan penambahan kalium hidroksida segar (Keith et al., 2006).

Keuntungan penggunaan kalsium hidroksida dalam proses kaustisasi adalah ketersediaannya yang melimpah, biaya yang relatif rendah, serta kemampuannya menghasilkan endapan kalsium karbonat yang mudah dipisahkan dari larutan. Endapan kalsium karbonat yang terbentuk selanjutnya dapat dikalsinasi untuk menghasilkan karbon dioksida dan kalsium oksida, yang kemudian direhidrasi kembali menjadi kalsium hidroksida sehingga membentuk suatu siklus regenerasi tertutup (Lackner et al., 2012).

Dalam perancangan pabrik ini, kalsium hidroksida digunakan sebagai reaktan pada unit kaustisasi untuk meregenerasi kalium hidroksida dari larutan

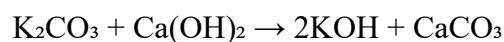
kalium karbonat hasil absorpsi karbon dioksida. Penggunaan Ca(OH)_2 memungkinkan terbentuknya kalsium karbonat sebagai produk antara yang selanjutnya dikonversi menjadi karbon dioksida produk pada unit kalsinasi.

1.3.6 Kalsium karbonat (CaCO_3)

Kalsium karbonat (CaCO_3) merupakan senyawa anorganik yang banyak ditemukan di alam dalam bentuk mineral seperti kalsit, aragonit, dan vaterit. Senyawa ini merupakan komponen utama batu kapur (*limestone*), marmer, dan kapur tulis. Kalsium karbonat berbentuk padatan kristal berwarna putih, memiliki massa molekul sebesar 100,09 g/mol, densitas sekitar 2,71 g/cm³ untuk fase kalsit, serta memiliki kelarutan yang sangat rendah dalam air (Oates, 1998).

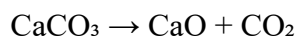
Kalsium karbonat banyak dimanfaatkan dalam berbagai sektor industri, seperti industri semen, kaca, kertas, plastik, cat, serta sebagai bahan baku dalam produksi kapur tohor (CaO). Selain memiliki nilai ekonomi yang tinggi, CaCO_3 juga merupakan senyawa penting dalam berbagai proses kimia yang melibatkan siklus karbon karena kemampuannya untuk terdekomposisi menjadi kalsium oksida dan karbon dioksida pada temperatur tinggi (Boynton, 1980).

Dalam proses penangkapan karbon dioksida berbasis siklus kalium-karbonat–kalsium, kalsium karbonat terbentuk melalui reaksi kaustisasi antara kalium karbonat dan kalsium hidroksida. Reaksi tersebut dapat dituliskan sebagai berikut:



Pada reaksi tersebut, ion karbonat berpindah dari kalium karbonat ke kalsium sehingga menghasilkan endapan kalsium karbonat dan meregenerasi kalium hidroksida yang dapat digunakan kembali pada unit absorpsi. Karena kelarutannya yang rendah dalam air, kalsium karbonat mudah dipisahkan dari larutan melalui proses sedimentasi atau filtrasi (Keith et al., 2006).

Kalsium karbonat yang dihasilkan selanjutnya digunakan sebagai umpan pada unit kalsinasi. Pada temperatur tinggi, umumnya berada pada rentang 850–950°C, kalsium karbonat mengalami dekomposisi termal menghasilkan kalsium oksida dan karbon dioksida sesuai reaksi:



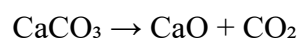
Reaksi tersebut bersifat endoterm dan memerlukan suplai energi panas yang cukup besar. Karbon dioksida yang terbentuk pada tahap ini memiliki kemurnian yang lebih tinggi dibandingkan karbon dioksida dalam *flue gas*, sehingga dapat dimanfaatkan sebagai produk utama proses (Lackner et al., 2012).

Dalam perancangan pabrik ini, kalsium karbonat berfungsi sebagai senyawa antara yang menghubungkan proses absorpsi karbon dioksida dengan proses regenerasi absorbent. Endapan CaCO_3 yang terbentuk pada unit kaustisasi dipisahkan dari larutan dan dikirim ke unit kalsinasi untuk menghasilkan karbon dioksida produk serta kalsium oksida yang akan digunakan kembali dalam siklus proses.

1.3.7 Kalsium Oksida (CaO)

Kalsium oksida (CaO), yang dikenal sebagai kapur tohor (*quicklime*), merupakan senyawa anorganik yang berbentuk padatan kristal berwarna putih dan bersifat sangat basa. Senyawa ini memiliki massa molekul sebesar 56,08 g/mol, densitas sekitar 3,34 g/cm³, serta titik lebur sekitar 2570°C. Kalsium oksida bersifat higroskopis dan sangat reaktif terhadap air, sehingga harus disimpan dalam kondisi kering untuk mencegah terjadinya hidrasi spontan (Oates, 1998).

Secara industri, kalsium oksida diproduksi melalui proses kalsinasi batu kapur atau kalsium karbonat pada temperatur tinggi. Reaksi dekomposisi tersebut dapat dinyatakan sebagai berikut:

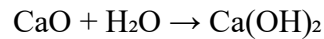


Reaksi kalsinasi bersifat endoterm dengan kebutuhan energi yang cukup besar. Dekomposisi kalsium karbonat mulai berlangsung pada temperatur sekitar 800°C dan umumnya dioperasikan pada rentang 900–1100°C untuk memperoleh konversi yang tinggi. Faktor-faktor seperti temperatur operasi, ukuran partikel, waktu tinggal, dan tekanan parsial karbon dioksida sangat memengaruhi laju serta tingkat konversi reaksi kalsinasi (Boynton, 1980).

Kalsium oksida merupakan bahan kimia yang banyak digunakan dalam berbagai industri, termasuk industri semen, metalurgi, pengolahan air, pengendalian emisi gas buang, serta industri pulp dan kertas. Selain itu, CaO memiliki peranan penting dalam proses regenerasi absorbent pada teknologi penangkapan karbon

berbasis siklus kalsium karena dapat dikonversi kembali menjadi kalsium hidroksida melalui proses hidrasi (*slaking*) (Stanmore & Gilot, 2005).

Reaksi hidrasi kalsium oksida berlangsung cepat dan bersifat eksoterm sesuai persamaan berikut:



Panas yang dilepaskan selama proses hidrasi cukup besar sehingga temperatur sistem dapat meningkat secara signifikan apabila tidak dilakukan pengendalian yang memadai. Produk yang dihasilkan berupa kalsium hidroksida kemudian digunakan kembali pada unit kaustisasi untuk meregenerasi kalium hidroksida dari larutan kalium karbonat, sehingga membentuk siklus regenerasi yang berkelanjutan (Oates, 1998).

Dalam perancangan pabrik ini, kalsium oksida dihasilkan dari proses kalsinasi kalsium karbonat pada unit calciner. Selain menghasilkan karbon dioksida sebagai produk utama, proses kalsinasi juga menghasilkan CaO yang selanjutnya direcycle menuju unit slaker untuk direaksikan dengan air membentuk kalsium hidroksida. Kalsium hidroksida yang terbentuk kemudian digunakan kembali dalam reaksi kaustisasi, sehingga terbentuk siklus regenerasi kalsium yang mendukung keberlangsungan proses produksi karbon dioksida.

1.3.8 Kegunaan Karbon Dioksida (CO₂)

Karbon dioksida (CO₂) merupakan salah satu bahan kimia industri yang memiliki berbagai aplikasi dalam sektor pangan, kesehatan, energi, dan manufaktur. Selain digunakan sebagai bahan baku dalam sintesis berbagai produk kimia, karbon dioksida juga dimanfaatkan dalam bentuk gas, cair, maupun padat (*dry ice*) sesuai dengan kebutuhan proses industri (Aresta et al., 2014).

Dalam industri makanan dan minuman, karbon dioksida digunakan sebagai bahan karbonasi pada minuman ringan untuk memberikan sensasi gelembung dan rasa khas. Karbon dioksida juga dimanfaatkan sebagai atmosfer pelindung (*modified atmosphere packaging*) untuk memperpanjang umur simpan produk pangan dengan menghambat pertumbuhan mikroorganisme (Manganaro & Lawal, 2022).

Di bidang refrigerasi, karbon dioksida padat atau *dry ice* digunakan sebagai media pendingin karena memiliki temperatur sublimasi sekitar $-78,5^{\circ}\text{C}$.

Keunggulan *dry ice* dibandingkan es konvensional adalah tidak meninggalkan residu cair setelah digunakan sehingga banyak diaplikasikan pada transportasi produk pangan, farmasi, dan bahan biologis yang memerlukan kondisi suhu rendah (Perry & Green, 2019).

Karbon dioksida juga digunakan sebagai bahan baku dalam industri kimia, seperti produksi urea, metanol, natrium karbonat, kalium karbonat, dan berbagai senyawa organik lainnya. Pemanfaatan CO₂ sebagai bahan baku kimia menjadi semakin penting seiring berkembangnya konsep *Carbon Capture and Utilization* (CCU) yang bertujuan mengurangi emisi gas rumah kaca sekaligus menghasilkan produk bernilai tambah (Aresta et al., 2014).

Dalam industri perminyakan, karbon dioksida digunakan pada proses *Enhanced Oil Recovery* (EOR), yaitu teknik peningkatan perolehan minyak dengan menginjeksikan CO₂ ke dalam reservoir untuk meningkatkan mobilitas minyak mentah. Selain itu, karbon dioksida juga digunakan sebagai gas pelindung pada proses pengelasan, agen pemadam kebakaran, serta fluida kerja pada beberapa teknologi energi modern (Boot-Handford et al., 2014).

Meningkatnya kebutuhan karbon dioksida pada berbagai sektor industri menjadikan pengembangan teknologi pemurnian dan pemanfaatan CO₂ dari *flue gas* memiliki prospek yang baik. Oleh karena itu, produksi karbon dioksida dari sumber emisi industri tidak hanya berkontribusi terhadap pengurangan emisi gas rumah kaca, tetapi juga dapat memenuhi kebutuhan pasar terhadap karbon dioksida berkemurnian tinggi.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk penentuan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis. Sehingga perlu dibuktikan dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH°_f) dan energi Gibbs (ΔG°_f) pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K dari reaktan dan produk. Nilai ΔH°_f dan ΔG°_f pada masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel .

Tabel 1. Data perubahan entalpi standar reaksi

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)	ΔG_f° (kJ/mol)
K ₂ CO ₃ (aq)	-1151,0	-1047,7
Ca(OH) ₂ (s)	-986,1	-897,5
KOH (aq)	-482,4	-379,0
CaCO ₃ (s)	-1206,9	-1128,8

Sumber: NIST-JANAF Thermochemical Tables; Lange's Handbook of Chemistry; Perry's Chemical Engineers' Handbook.

Berdasarkan data pada Tabel, perubahan entalpi standar reaksi dapat dihitung sebagai berikut:

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

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_r &= [(2 \times \Delta H^\circ_f \text{ KOH}) + (\Delta H^\circ_f \text{ CaCO}_3)] - [(\Delta H^\circ_f \text{ K}_2\text{CO}_3) + (\Delta H^\circ_f \text{ Ca(OH)}_2)] \\ &= [(2 \times -482,4) + (-1206,9)] - [(-1151,0) + (-986,1)] \\ &= (-964,8 - 1206,9) - (-2137,1) \\ &= -2171,7 + 2137,1 \\ &= -34,6 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diatas, diperoleh harga ΔH°_r bernilai negatif, maka reaksi dalam proses ini bersifat eksotermis atau reaksi yang melepaskan/mengeluarkan energi selama reaksi.

Perhitungan nilai energi Gibbs digunakan untuk mengetahui reaksi asam perasetat dapat berlangsung atau tidak. Nilai ΔG°_f masing-masing komponen pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K dapat dilihat pada tabel.

$$\Delta G^\circ_r = \Delta G^\circ_f, \text{ produk} - \Delta G^\circ_f, \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_r &= [(2 \times \Delta G^\circ_f \text{ KOH}) + (\Delta G^\circ_f \text{ CaCO}_3)] - [(\Delta G^\circ_f \text{ K}_2\text{CO}_3) + (\Delta G^\circ_f \text{ Ca(OH)}_2)] \\ &= [(2 \times -379,0) + (-1128,8)] - [(-1047,7) + (-897,5)] \\ &= (-758,0 - 1128,8) - (-1945,2) \\ &= -1886,8 + 1945,2 \\ &= 58,4 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai ΔG°_r yang diperoleh bernilai positif. Namun demikian, reaksi kaustisasi pada kondisi aktual tetap dapat berlangsung karena adanya pembentukan endapan kalsium karbonat (CaCO₃) yang memiliki kelarutan sangat rendah. Pengendapan CaCO₃ menyebabkan kesetimbangan reaksi bergeser ke arah produk

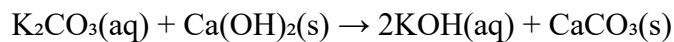
sesuai dengan prinsip Le Chatelier, sehingga regenerasi kalium hidroksida dapat berlangsung secara efektif.

Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh nilai ΔH°_r sebesar -34,6 kJ/mol yang menunjukkan bahwa reaksi kaustisasi bersifat eksotermis. Reaksi ini merupakan reaksi penting dalam proses regenerasi kalium hidroksida karena menghasilkan endapan kalsium karbonat yang selanjutnya digunakan sebagai umpan pada unit kalsinasi untuk menghasilkan karbon dioksida produk.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika dilakukan untuk mengetahui laju reaksi serta faktor-faktor yang memengaruhi berlangsungnya reaksi kaustisasi. Data kinetika sangat penting dalam perancangan reaktor karena digunakan sebagai dasar untuk menentukan waktu tinggal (*residence time*), volume reaktor, dan kondisi operasi yang diperlukan untuk mencapai konversi yang diinginkan.

Reaksi kaustisasi yang terjadi dalam proses ini adalah:



Reaksi kaustisasi merupakan reaksi heterogen yang melibatkan fase cair dan fase padat. Kalium karbonat berada dalam fase larutan, sedangkan kalsium hidroksida berada dalam bentuk padatan tersuspensi (*slurry*). Selama reaksi berlangsung, ion karbonat bereaksi dengan ion kalsium yang berasal dari pelarutan kalsium hidroksida sehingga menghasilkan kalium hidroksida dan endapan kalsium karbonat.

Menurut Dotson dan Krishnagopalan (1990), reaksi kaustisasi dapat dimodelkan sebagai reaksi reversibel dengan persamaan laju:

$$-r_A = k_1 CA$$

dengan:

r_A = laju konsumsi kalium karbonat ($\text{kmol}/\text{m}^3 \cdot \text{jam}$)

CA = konsentrasi kalium karbonat (kmol/m^3)

k_1 = konstanta laju reaksi maju

k_2 = konstanta laju reaksi balik

Konstanta laju reaksi mengikuti persamaan Arrhenius:

$$\ln k_1 = -37000/(RT) + 6,66$$

$$\ln k_2 = -28000/(RT) - 7,25$$

dengan R merupakan konstanta gas ideal sebesar 8,314 J/mol·K dan T merupakan temperatur absolut (K).

Pada penelitian ini, reaksi balik diabaikan sehingga model kinetika disederhanakan menjadi:

$$-r_A = k_1 C_A$$

Asumsi tersebut didasarkan pada rendahnya kelarutan kalsium karbonat yang menyebabkan produk CaCO_3 segera mengendap dan keluar dari fase cair. Pengendapan CaCO_3 menyebabkan kesetimbangan reaksi bergeser ke arah pembentukan produk sesuai prinsip Le Chatelier, sehingga kontribusi reaksi balik menjadi sangat kecil dibandingkan reaksi maju. Oleh karena itu, reaksi kaustisasi dapat dianggap sebagai reaksi irreversibel orde satu semu terhadap kalium karbonat.

Pada temperatur operasi reaktor sebesar 90°C (363,15 K), nilai konstanta laju reaksi maju dihitung menggunakan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$\ln k_1 = -37000/[(8,314)(363,15)] + 6,66$$

$$\ln k_1 = -5,59$$

$$k_1 = e^{-5,59}$$

$$k_1 = 3,74 \times 10^{-3} \text{ jam}^{-1}$$

Dengan demikian, persamaan laju reaksi yang digunakan dalam perancangan reaktor adalah:

$$-r_A = (3,74 \times 10^{-3}) C_A$$

Persamaan kinetika tersebut menunjukkan bahwa laju reaksi berbanding lurus dengan konsentrasi kalium karbonat di dalam reaktor. Semakin tinggi konsentrasi kalium karbonat, maka laju reaksi kaustisasi akan semakin besar. Selain itu, peningkatan temperatur operasi juga akan meningkatkan konstanta laju reaksi sesuai hubungan Arrhenius sehingga proses regenerasi kalium hidroksida dapat berlangsung lebih cepat.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Spesifikasi produk yang dihasilkan pada pabrik ini disajikan pada table berikut :

Tabel 2. Spesifikasi Produk CO₂

Parameter	
Rumus Molekul	CO ₂
Berat Molekul (gram/mol)	44,0
Titik Leleh (°C)	-79,0
Titik Didih (°C)	-78,5
Tekanan Uap (bar)	58,5
Spesifik Volume (ft ³ /lb)	8,8
Spesifik Gravity (-37°C)	1,0
Suhu Kritis (°C)	30,9
Tekanan Kritis (atm)	72,8
Panas Penguapan (BTU/lb)	149,6
Panas Pengembunan (BTU/lb)	150,0
Panas Pembentukan (kcal/gmol)	94,0

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi bahan yang didapatkan dari PLTU Cilacap pada table berikut :

Tabel 3. Spesifikasi Bahan Baku

Parameter	NOx	SOx	O ₂	N ₂	CO ₂
Komposisi (% v/v)	0,01	0,2	17,48	65,97	16,52
CAS-No	10102-43-9	7446-09-5	7782-44-7	7727-37-9	124-38-9
Berat Molekul (g/mol)	30,0	64,06	31,998	28,013	44,01
Densitas (kg/m ³)	1,30	2,63	1,43	1,25	1,98
Titik Leleh (°C)	-164	-72	-218,8	-210	-79
Titik Didih (°C)	-151,8	-10	-182,9	-195,8	-78,5
Suhu Kritis (°C)	-92,9	157,6	-118,6	-147	30,95
Tekanan Kritis (atm)	63,95	77,8	49,7	33,5	72,8

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjamin bahwa produk yang dihasilkan memenuhi spesifikasi mutu yang telah ditetapkan. Kegiatan ini mencakup seluruh tahapan proses, mulai dari penerimaan bahan baku, pengolahan bahan, hingga diperoleh produk akhir. Pengawasan mutu tidak hanya dilakukan terhadap produk, tetapi juga terhadap bahan baku, bahan pembantu, produk, serta utilitas yang mendukung jalannya proses produksi. Untuk memastikan proses berlangsung secara aman, stabil, dan efisien, pengendalian dilakukan melalui analisis laboratorium serta pemanfaatan instrumen kontrol proses yang memantau berbagai parameter operasi, seperti temperatur, tekanan, laju alir, dan level cairan. Oleh karena itu, setiap alat kontrol diatur pada kondisi operasi tertentu agar penyimpangan proses dapat diminimalkan dan kualitas produk tetap terjaga. Pengendalian kualitas (Quality Control) pada pabrik CO₂ ini meliputi:

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk memastikan bahwa bahan baku yang digunakan dalam proses produksi telah memenuhi spesifikasi yang ditetapkan. Pengawasan ini bertujuan untuk menjamin kelancaran proses serta menjaga mutu produk yang dihasilkan. Setiap bahan baku yang diterima akan melalui serangkaian pemeriksaan dan analisis kualitas sebelum digunakan dalam proses produksi. Apabila hasil analisis menunjukkan bahwa kualitas bahan baku tidak sesuai dengan spesifikasi yang dipersyaratkan, maka bahan baku tersebut

dapat ditolak dan dikembalikan kepada pemasok (supplier) untuk mencegah terjadinya gangguan proses maupun penurunan kualitas produk.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk karbon dioksida (CO₂) dilakukan untuk memastikan bahwa produk yang dihasilkan memenuhi spesifikasi dan tingkat kemurnian yang telah ditetapkan. Pengawasan mutu dilakukan secara berkala melalui pengambilan sampel dan analisis laboratorium guna memantau kadar CO₂ serta kandungan pengotor yang masih terdapat dalam produk. Selain itu, kualitas produk juga dijaga melalui pengendalian kondisi operasi proses, terutama suhu dan tekanan, karena kedua parameter tersebut sangat berpengaruh terhadap kinerja peralatan dan kemurnian CO₂ yang dihasilkan. Dengan pengendalian yang baik terhadap kualitas produk dan kondisi operasi, diharapkan diperoleh produk CO₂ yang memenuhi standar mutu serta dapat diterima oleh konsumen.

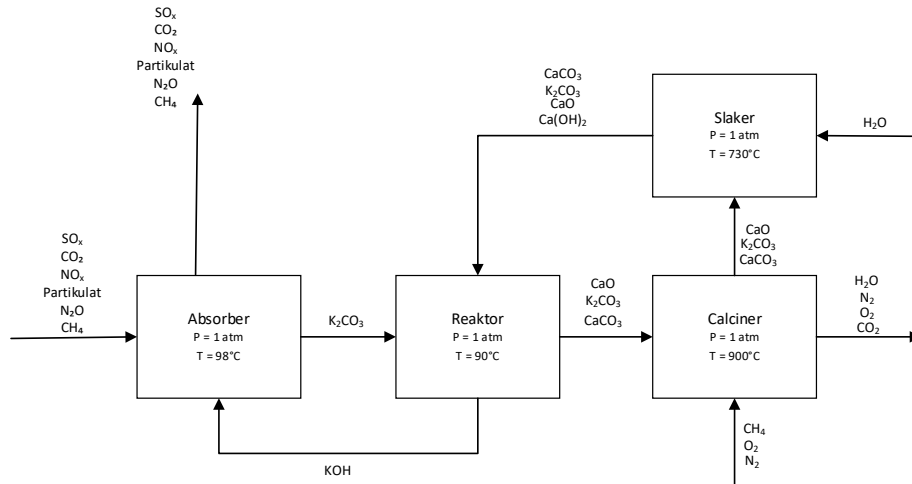
2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu proses dilakukan untuk memastikan kegiatan produksi berlangsung secara efektif dan efisien sehingga waktu operasi dapat dimanfaatkan secara optimal serta meminimalkan terjadinya keterlambatan maupun gangguan proses. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan secara terpusat di ruang kendali (*control room*) menggunakan sistem kontrol otomatis (*automatic control*) yang dilengkapi berbagai indikator proses. Sistem ini memantau parameter-parameter penting seperti laju alir (*flow rate*) bahan baku dan produk, ketinggian cairan (*level*), serta temperatur operasi. Apabila terjadi penyimpangan dari kondisi operasi yang telah ditetapkan, sistem akan memberikan sinyal peringatan berupa nyala lampu indikator, alarm suara, atau tanda lainnya sehingga tindakan korektif dapat segera dilakukan untuk menjaga kestabilan proses dan kualitas produk yang dihasilkan.

BAB III PERANCANGAN PROSES

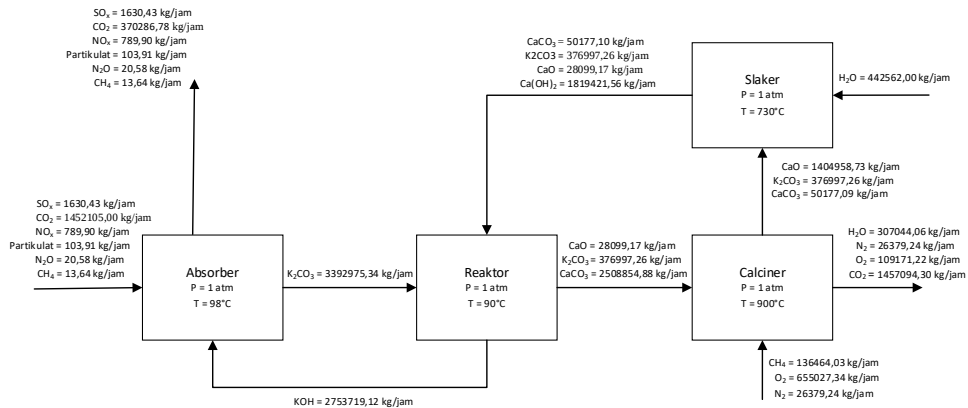
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 1. Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 2. Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Penentuan perancangan proses pabrik karbon dioksida (CO_2) perlu diperhatikan pemilihan bahan baku, bahan penunjang, proses yang efisien dan juga alat yang tepat. Berikut uraian dari proses perancangan pabrik.

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Produksi karbon dioksida dengan kapasitas 11.500.673 ton/tahun menggunakan bahan baku *flue gas* dari PLTU Cilacap dengan kemurnian: $\text{CO}_2 = 16,5187\%$; $\text{NO}_x = 0,0090\%$; $\text{SO}_x = 0,0185\%$; partikulat = $0,0012\%$; $\text{N}_2\text{O} = 0,0002\%$; $\text{CH}_4 = 0,0002\%$. Kondisi operasi berada pada kondisi temperature 25°C dan tekanan 1 atm.

3.2.2 Tahap Pemilihan Pelarut

Tahap pemilihan pelarut dilakukan untuk menentukan absorbent yang paling sesuai dalam proses penyerapan karbon dioksida dari aliran *flue gas*. Pemilihan absorbent merupakan salah satu faktor penting karena akan memengaruhi efisiensi penyerapan karbon dioksida, kemudahan regenerasi, kebutuhan energi proses, biaya operasi, serta integrasi dengan rangkaian proses produksi yang digunakan.

Beberapa absorbent yang umum digunakan dalam proses penangkapan karbon dioksida antara lain monoethanolamine (MEA), natrium hidroksida (NaOH), dan kalium hidroksida (KOH). Masing-masing absorbent memiliki karakteristik yang berbeda dalam hal kemampuan absorpsi, stabilitas kimia, kemudahan regenerasi, dan biaya operasi. Oleh karena itu, diperlukan perbandingan untuk menentukan absorbent yang paling sesuai dengan proses yang dirancang.

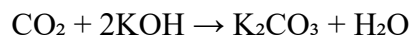
Tabel 4. Perbandingan absorben untuk penyerapan CO_2 dari flue gas

Parameter	MEA	NaOH	KOH
Efisiensi absorpsi CO_2	Sangat tinggi	Tinggi	Tinggi
Kecepatan reaksi dengan CO_2	Sangat cepat	Cepat	Cepat
Kemudahan regenerasi	Memerlukan energi tinggi	Mudah diregenerasi	Mudah diregenerasi
Stabilitas kimia	Rentan degradasi termal dan oksidatif	Baik	Sangat baik
Korosivitas	Tinggi	Tinggi	Sedang
Kebutuhan make-up	Tinggi	Rendah	Rendah
Integrasi dengan siklus $\text{CaCO}_3\text{--CaO}$	Tidak sesuai	Sesuai	Sangat sesuai
Pengalaman aplikasi pada teknologi penangkapan karbon	Sangat luas	Terbatas	Luas
Kemudahan operasi sistem sirkulasi	Baik	Baik	Sangat baik
Pemilihan	Tidak dipilih	Tidak dipilih	Dipilih

Sumber: Kohl dan Nielsen (1997); Wilcox (2012); Borhani et al. (2015).

Berdasarkan Tabel 3.X, kalium hidroksida (KOH) dipilih sebagai absorbent pada proses produksi karbon dioksida dari *flue gas*. Pemilihan KOH didasarkan pada kemampuannya menyerap karbon dioksida secara efektif, stabilitas kimia yang baik, serta kemudahannya untuk diregenerasi melalui reaksi kaustisasi menggunakan kalsium hidroksida.

Karbon dioksida bereaksi dengan kalium hidroksida membentuk kalium karbonat sesuai reaksi:



Kalium karbonat yang terbentuk selanjutnya diregenerasi kembali menjadi kalium hidroksida melalui reaksi kaustisasi sehingga absorbent dapat digunakan kembali dalam siklus proses. Adanya sistem regenerasi tersebut mengurangi kebutuhan absorbent segar dan meningkatkan efisiensi operasi pabrik.

Meskipun natrium hidroksida (NaOH) juga memiliki kemampuan penyerapan karbon dioksida yang baik, penggunaan KOH lebih banyak diterapkan pada teknologi penangkapan karbon berbasis siklus alkali-kalsium karena memiliki integrasi yang lebih baik dengan proses regenerasi dan sirkulasi absorbent. Selain itu, larutan kalium karbonat yang terbentuk selama proses penyerapan karbon dioksida telah banyak digunakan dalam berbagai teknologi penangkapan karbon skala industri.

Dibandingkan dengan absorbent berbasis amina seperti monoethanolamine (MEA), penggunaan KOH tidak mengalami degradasi termal dan oksidatif yang signifikan serta tidak memerlukan unit regenerasi berbasis pemanasan pelarut yang intensif. Oleh karena itu, penggunaan KOH dapat mengurangi kebutuhan bahan kimia pengganti dan meningkatkan stabilitas operasi jangka panjang.

Berdasarkan pertimbangan kemampuan absorpsi, kemudahan regenerasi, stabilitas kimia, serta kesesuaiannya dengan siklus kalsium karbonat–kalsium oksida yang digunakan pada proses ini, maka kalium hidroksida dipilih sebagai absorbent untuk penyerapan karbon dioksida dari *flue gas*.

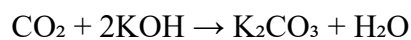
3.2.3 Tahap Penyerapan Karbon Dioksida (CO₂)

Tahap penyerapan karbon dioksida merupakan tahap utama dalam proses pemisahan karbon dioksida dari aliran *flue gas*. Pada tahap ini, karbon dioksida yang terkandung dalam *flue gas* diserap menggunakan larutan kalium hidroksida

(KOH) sehingga terbentuk kalium karbonat (K_2CO_3). Proses penyerapan dilakukan di dalam kolom absorber yang dioperasikan secara berlawanan arah (*counter-current flow*) untuk memperoleh efisiensi penyerapan yang tinggi.

Flue gas yang telah didinginkan pada unit *Direct Contact Cooler* (DCC) dialirkan menuju bagian bawah absorber, sedangkan larutan kalium hidroksida dialirkan dari bagian atas kolom. Kontak antara fase gas dan fase cair menyebabkan karbon dioksida berpindah dari fase gas ke fase cair dan bereaksi dengan kalium hidroksida.

Reaksi yang terjadi dalam absorber adalah:



Reaksi tersebut berlangsung cepat dan bersifat eksotermis. Karbon dioksida yang terlarut dalam larutan kalium hidroksida segera bereaksi membentuk kalium karbonat sehingga konsentrasi karbon dioksida bebas dalam larutan tetap rendah. Kondisi ini meningkatkan gaya pendorong perpindahan massa (*driving force*) dan menyebabkan proses absorpsi berlangsung secara efektif.

Gas yang keluar dari bagian atas absorber memiliki kandungan karbon dioksida yang lebih rendah dibandingkan gas umpan. Sementara itu, larutan kalium karbonat yang terbentuk pada bagian bawah absorber selanjutnya dialirkan menuju reaktor kaustisasi untuk diregenerasi kembali menjadi kalium hidroksida.

Pemilihan absorber tipe kolom berkemasan (*packed tower*) didasarkan pada luas permukaan kontak yang besar antara fase gas dan fase cair sehingga perpindahan massa dapat berlangsung secara efisien. Selain itu, *packed tower* memiliki kehilangan tekanan (*pressure drop*) yang relatif rendah serta biaya operasi yang lebih ekonomis dibandingkan beberapa jenis kolom kontak gas-cair lainnya.

Keberhasilan proses absorpsi dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain konsentrasi kalium hidroksida, temperatur operasi, laju alir gas, laju alir larutan penyerap, dan luas permukaan kontak antara kedua fase. Konsentrasi kalium hidroksida yang lebih tinggi akan meningkatkan kapasitas penyerapan karbon dioksida, sedangkan temperatur yang terlalu tinggi dapat menurunkan kelarutan karbon dioksida dalam larutan sehingga mengurangi efisiensi absorpsi.

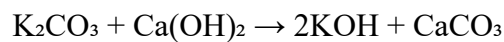
Pada perancangan ini, absorber dioperasikan pada kondisi yang memungkinkan diperolehnya penyerapan karbon dioksida yang tinggi sehingga

sebagian besar karbon dioksida yang terkandung dalam *flue gas* dapat dikonversi menjadi kalium karbonat. Larutan kalium karbonat yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai umpan pada tahap reaksi kaustisasi untuk menghasilkan kembali kalium hidroksida dan membentuk kalsium karbonat sebagai produk antara.

3.2.4 Tahap Reaksi Kaustisasi

Tahap reaksi kaustisasi merupakan tahap regenerasi absorbent yang bertujuan untuk mengembalikan kalium hidroksida (KOH) yang telah bereaksi dengan karbon dioksida (CO₂) pada tahap absorpsi. Pada tahap sebelumnya, CO₂ yang terserap oleh larutan KOH akan membentuk kalium karbonat (K₂CO₃). Agar larutan KOH dapat digunakan kembali secara kontinu, K₂CO₃ perlu dikonversi kembali menjadi KOH melalui reaksi kaustisasi menggunakan kalsium hidroksida (Ca(OH)₂).

Larutan kalium karbonat (K₂CO₃) hasil proses absorpsi dialirkan menuju reaktor kaustisasi dan direaksikan dengan Ca(OH)₂ yang berasal dari tahap regenerasi kalsium hidroksida. Reaksi yang terjadi adalah:



Pada reaksi tersebut, ion karbonat (CO₃²⁻) akan bereaksi dengan ion kalsium (Ca²⁺) membentuk kalsium karbonat (CaCO₃) dalam bentuk padatan, sedangkan kalium hidroksida (KOH) kembali terbentuk dalam fase cair. Terbentuknya endapan CaCO₃ memungkinkan pemisahan KOH dari padatan pada tahap filtrasi berikutnya. Reaksi kaustisasi umumnya berlangsung dalam reaktor berpengaduk (*continuous stirred tank reactor/CSTR*) untuk memastikan kontak yang baik antara larutan K₂CO₃ dan suspensi Ca(OH)₂. Pengadukan diperlukan agar distribusi partikel Ca(OH)₂ merata serta meningkatkan perpindahan massa antara fase cair dan padat sehingga konversi reaksi dapat berlangsung secara optimal.

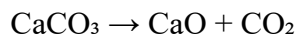
Produk keluaran dari reaktor kaustisasi berupa slurry yang terdiri atas larutan KOH dan padatan CaCO₃. Slurry tersebut kemudian dialirkan menuju unit filtrasi untuk memisahkan larutan KOH yang akan dikembalikan (*recycle*) ke absorber dan padatan CaCO₃ yang akan diproses lebih lanjut pada tahap kalsinasi.

Dengan adanya tahap kaustisasi ini, sistem proses dapat menggunakan kembali absorbent KOH sehingga kebutuhan bahan kimia baru dapat diminimalkan dan proses penangkapan CO₂ dapat berjalan secara berkelanjutan.

3.2.5 Tahap Kalsinasi

Tahap kalsinasi merupakan tahap regenerasi kalsium oksida (CaO) sekaligus tahap pelepasan karbon dioksida (CO₂) sebagai produk utama dari proses penangkapan karbon. Padatan kalsium karbonat (CaCO₃) yang diperoleh dari tahap pemisahan melalui proses filtrasi kemudian dialirkan menuju unit kalsinasi untuk mengalami dekomposisi termal pada temperatur tinggi.

Proses kalsinasi dilakukan menggunakan rotary kiln/calcliner dengan suplai panas eksternal untuk menyediakan energi yang dibutuhkan oleh reaksi endoterm. Pada kondisi temperatur operasi yang tinggi, kalsium karbonat akan terurai menjadi kalsium oksida (CaO) dan karbon dioksida (CO₂) sesuai dengan reaksi berikut:

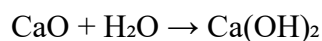


Pada reaksi tersebut, CaCO₃ mengalami pelepasan molekul karbon dioksida akibat pemutusan ikatan antara kalsium dan karbonat. Gas CO₂ yang terbentuk keluar dari unit kalsinasi sebagai aliran produk yang kemudian dialirkan menuju tahap pemurnian dan penanganan produk CO₂. Tahap pemurnian dilakukan untuk menurunkan temperatur gas, mengurangi kandungan uap air, serta menyesuaikan tekanan CO₂ sebelum proses penyimpanan atau pemanfaatan lebih lanjut.

3.2.6 Tahap Regenerasi Kalsium Hidroksida

Tahap regenerasi kalsium hidroksida merupakan tahap yang bertujuan untuk mengubah kembali kalsium oksida (CaO) hasil proses kalsinasi menjadi kalsium hidroksida (Ca(OH)₂). Kalsium hidroksida yang dihasilkan akan digunakan kembali sebagai pereaksi pada tahap reaksi kaustisasi untuk meregenerasi larutan kalium hidroksida (KOH).

Kalsium oksida (CaO) yang berasal dari unit kalsinasi dialirkan menuju steam slaker untuk mengalami proses hidrasi menggunakan uap air (*steam*). Pada proses ini, uap air berkontak dengan CaO sehingga terjadi reaksi pembentukan kalsium hidroksida yang bersifat eksotermis. Reaksi yang terjadi adalah:



Pada steam slaker, jumlah air yang ditambahkan dikontrol dalam bentuk uap sehingga kebutuhan air dapat disesuaikan dengan stoikiometri reaksi. Berbeda dengan proses *slaking* konvensional yang menghasilkan suspensi Ca(OH)₂ (*slurry*),

penggunaan steam slaker menghasilkan produk Ca(OH)_2 dalam bentuk padatan dengan kadar air yang lebih rendah.

Dengan adanya proses regenerasi kalsium hidroksida, senyawa berbasis kalsium dapat digunakan secara berulang melalui siklus $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} \rightarrow \text{Ca(OH)}_2$. Siklus tersebut memungkinkan proses penangkapan CO_2 berlangsung secara kontinu dengan meminimalkan kebutuhan bahan baku tambahan.

3.2.7 Tahap Pemurnian dan Penanganan Produk CO_2

Tahap pemurnian dan penanganan produk CO_2 merupakan tahap akhir dalam rangkaian proses produksi yang bertujuan untuk memperoleh karbon dioksida (CO_2) dengan kualitas sesuai spesifikasi produk. CO_2 yang dihasilkan pada tahap kalsinasi merupakan produk utama pabrik yang selanjutnya mengalami proses pengkondisian sebelum dilakukan penyimpanan atau distribusi.

Gas CO_2 yang keluar dari unit kalsinasi memiliki temperatur tinggi akibat proses dekomposisi kalsium karbonat (CaCO_3). Oleh karena itu, gas terlebih dahulu dialirkan menuju unit pendinginan untuk menurunkan temperatur sehingga sesuai dengan kondisi operasi pada tahap pemurnian berikutnya.

Setelah proses pendinginan, gas CO_2 masih mengandung uap air yang berasal dari proses sebelumnya sehingga dilakukan proses pengeringan (*drying*). Tahap ini bertujuan untuk mengurangi kadar air dalam produk CO_2 agar memenuhi spesifikasi yang diinginkan serta mencegah terjadinya permasalahan operasi seperti korosi peralatan dan pembentukan hidrat CO_2 selama proses penyimpanan.

Gas CO_2 yang telah mengalami pengeringan kemudian dikompresi menggunakan kompresor untuk meningkatkan tekanan gas sesuai dengan kebutuhan penyimpanan dan distribusi. Setelah mencapai kondisi tekanan dan kemurnian yang ditetapkan, CO_2 dialirkan menuju unit penyimpanan sebagai produk akhir pabrik.

Dengan adanya tahap pemurnian dan penanganan ini, CO_2 hasil proses kalsinasi dapat diperoleh sebagai produk utama dengan kualitas yang sesuai untuk dimanfaatkan pada aplikasi industri, seperti bahan baku proses kimia, industri makanan, maupun kebutuhan lainnya.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan Kalium Karbonat dengan kalsium hidroksida
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 20
Harga, Rp	: 90.000.000.000

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 90
Tekanan, atm	: 1
Kondisi Proses	: Isotermal

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 type II Grade 316</i>
Diameter (ID) shell, m	: 13,3
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,6
Tinggi total, m	: 26,7
Jenis <i>head</i>	: 2:1 Elliptical head

Spesifikasi Khusus

a. Pengaduk

Tipe Pengaduk	: 45° Pitched Blade Turbine (PBT)
Diameter Pengaduk, m	: 4,0
Kecepatan Pengadukan, rpm	: 22,5
Tenaga Pengadukan, HP	: 99,6
Jumlah <i>Baffle</i> , buah	: 4
Lebar <i>Baffle</i> , m	: 1,1

b. Jaket pendingin

Jenis <i>coolant</i>	: Cooling Water
Kebutuhan coolant, kg/jam	: 646781,9
U_D , W/m ² K	: 500
Luas Area Transfer Panas, m ²	: 729,8
Tebal jaket, m	: 0,021
Panjang Total, m	: 1362

3.3.2 Absorber

Nama dan Kode	: ABS-01
Fungsi	: Memisahkan CO ₂ dari flue gas
Jenis	: Packed Columns
Material	: SS 316L

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 47
Tekanan, atm	: 1

Spesifikasi

a. Shell

Diameter dalam	: 14,5
Tinggi	: 37,2
Tebal, in	: 0,71

b. Head

Jenis	: Elliptical head
Tebal	: 0,71

Packing

Jenis Packing	: Ceramic Pall Ring
Bahan konstruksi packing	: keramik
Susunan packing	: Random packing
Diameter packing, in	: 3
HETP, m	: 1

Absorbent/stripping agent

Jumlah stages kesetimbangan

Jumlah : 32

3.3.3 Calciner

Nama dan kode

RK-01

Fungsi

: Mendekomposisi CaCO_3 menjadi CaO dan CO_2

Jenis alat

: Rotary Kiln

Material

: Carbon Steel (ASTM A516 Gr.70)

Kondisi Operasi

Suhu, °C

: 900

Tekanan, atm

: 1

Spesifikasi

a. Shell

Diameter dalam, m

5,9

Panjang, m

40,7

Tebal, in

3,4

Kecepatan putar, rpm

1,6

Kemiringan, °

: 1,0

Jumlah

: 10

Harga

: 110.000.000.000

3.3.4 Slaker

Nama dan kode

: SK-01

Fungsi

: Mencampur CaO dan H_2O

Jenis alat

: Steam slaker

Material

: SS 316L

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 730
Tekanan, atm	: 1

Spesifikasi

a. Shell

Diameter dalam, m	: 6,8
Tebal, in	: 0,5
Tinggi, m	: 23,8

b. Nozzle

Jumlah, buah	: 12
Kecepatan terminal, m/s	: 0,8
Kecepatan nozzle, m/s	: 23,4
Diameter nozzle, in	: 12

3.3.5 Rotary Filter

Nama dan kode	: SK-01
Fungsi	: Mencampur CaO dan H ₂ O
Jenis alat	: Steam slaker
Material	: SS 316L

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 90
Tekanan, atm	: 1

Spesifikasi

Kapasitas, kg/jam	: 145697,6
Luas area filtrasi	: 485,7
Kecepatan putaran, rpm	: 0,2

3.3.6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tangki	: T-01
Fungsi peruntukan alat	: Menyimpan CO ₂

Lama penyimpanan	: 7 hari
Fasa	: cair
Jumlah tangki	: 20
Jenis tangka	: Pressure vessel silinder vertical
Kondisi operasi	Suhu (oC) : 40 Tekanan (atm) : 65
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: SA-516 Grade 70 Volume tangki (m ³) : 11081,7 Diameter (m): 19,6 Tinggi (m): 39,2 Jumlah course: 21 Tebal shell (in): 22,4
Head & Bottom	(elliptical standar 2:1) Tebal head (in) : 22
Harga (Rupiah)	33.430.000.000

3.3.7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat

Tabel 5. Spesifikasi alat transportasi bahan padat

Kode	EB-01	EB-02	EB-03
Fungsi Peruntukan	: Mengantar CaCO ₃	: Mengantarkan CaO	: Mengantarkan CaO
Alat	ke Calciner	ke Rotary Cooler	ke Slaker
Nama Bahan yang diangkut	: Kalsium Karbonat	: Kalsium Oksida	: Kalsium Oksida
Tekanan, atm	: 1	: 1	: 1
Suhu, C	: 90	: 900	: 200
Bentuk bahan	: Cake padat	: Powder/granular solid	: Powder/granular solid
Jenis Conveyor	: Bucket elevator	: Bucket elevator	: Bucket elevator
Capacity, kg/jam	: 291395,13	: 183213,31	: 183213,31

b. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat (lanjutan)

Tabel 6. Spesifikasi alat transportasi bahan padat (lanjutan

Kode	EB-01	EB-02
Fungsi Peruntukan Alat	: Mengantarkan Ca(OH)_2 ke Rotary Cooler	: Mengantarkan Ca(OH)_2 ke Reaktor
Nama Bahan yang diangkut	: Kalsium Hidroksida	: Kalsium Hidroksida
Tekanan	: 1	: 1
Suhu	: 730	: 90
Bentuk bahan	: Powder/granular solid	: Powder/granular solid
Jenis Conveyor	: Bucket elevator	: Bucket elevator
Capacity	: 227469,51	: 227469,51

c. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan cair

Tabel 7. alat transportasi bahan cair

Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	: Memompa	: Memompa	: Memompa
Peruntukan Alat	K_2CO_3 dan air dari Absorber menuju Evaporator	K_2CO_3 Evaporator menuju Reaktor	K_2CO_3 , CaOH dan KOH dari Reaktor menuju Filter
Nama Bahan yang dipompa	: kalium Karbonat	: kalium Karbonat	: kalium Karbonat, kalsium hidroksida, kalium hidroksida
Viskositas, μ	: 1,2	: 1,2	: 1,2

Kapasitas, m ³ /s	: 1,7	: 1,6	: 0,09
Pump Head	: 7,43	: 8,01	: 6,61
Suhu Fluida, C	: 47	: 100	: 90
Jenis Pompa	: Single Stage Centrifugal	: Single Stage Centrifugal	: Single Stage Centrifugal
Motor Power, watt	: 186,5	: 11,2	: 29,8
Material	: <i>Commercial</i>	: <i>Commercial</i>	: <i>Commercial</i>
Construction	<i>Steel</i>	<i>Steel</i>	<i>Steel</i>
Harga (Rupiah)			

d. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan cair (lanjutan)

Tabel 8. alat transportasi bahan cair (lanjutan)

Kode	P-01
Fungsi Peruntukan Alat	: Memompa KOH dari Filter menuju Absorber
Nama Bahan yang dipompa	: kalium hidroksida
Viskositas	: 1,2
Kapasitas	: 0,3
Pump Head	: 8,5
Suhu Fluida	: 100
Jenis Pompa	: Single Stage Centrifugal
Motor Power	: 186,5
Material Construction	: Commercial steel
Harga (Rupiah)	

3.3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heat Exchanger

- Jenis HE : Rotary Cooler

Tabel 9. spesifikasi rotary cooler

Operating Condition				
Position	Shell			
Fluid type	Hot		Cold	
	In	Out	In	Out
Solid flowrate, kg/jam	:	:	: -	: -
	1832133,1	1832133,1		
Vapor flowrate,kg/jam	: -	: -	:	:
			1894915,5	1894915,5

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 90
Tekanan, atm	: 1

Spesifikasi

a. Shell

Diameter dalam,	: 5
Panjang, m	: 31,5
Tebal, in	: 2,3
Kecepatan putar, rpm	: 1,9
Kemiringan, derajat	: 2,4

1. Heat Exchanger

- Jenis HE : Rotary Cooler

Tabel 10. spesifikasi rotary cooler-02

Operating Condition				
Position	Shell			
Fluid type	Hot		Cold	
	In	Out	In	Out
Solid flowrate, kg/jam	:	:	: -	: -
	2274695,1	2274695,1		
Vapor flowrate, kg/jam	: -	: -	:	:
			4328618,6	4328618,6

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 730
Tekanan, atm	: 1

Spesifikasi

b. Shell

Diameter dalam, m	: 5,5
Panjang, m	: 31,5
Tebal, in	: 2,5
Kecepatan putar, rpm	: 1,7
Kemiringan	: 2,4

3.3.9 Evaporator

Evaporator type: Single evaporator / multi effect evaporator

Tabel 11. spesifikasi evaporator

Operating Condition					
Position	Shell		Tube		Unit
Total fluid circulated					(kg/jam)
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet	
Vapor, kg/jam	: -	: 442562,0	: -	: -	(kg/jam)
Liquid, kg/jam	: 52890781,5	: 52419010,4	: -	: 8253578,6	(kg/jam)
Steam, kg/jam	: -	: -	: 8253578,6	: -	(kg/jam)
Temperature	: 98	: 100	:		
Pressure, atm	: 1	: 1	: 1	: 1	

Tabel 12. spesifikasi evaporator (lanjutan)

Mechanical Design					
Number of effect				Unit	
Shell		Tube			
Length	: 11	Length	: 5	m	
Passes	: 1	Passes	: 4		
ID	: 3,6	OD	: 1,5	(in)	
Baffle spaces	: 12	Number	: 964	(in)	
		Surface area	6206	(ft ²)	
		(1st effect)			
ΔP_{cal} /	: 0,05/0,5	ΔP_{cal} /	: 0,08/0,5	Atm	
ΔP_{allow}		ΔP_{allow}			
Rd_{cal} /	: 0,0015	Rd_{cal} /	: 0,0015	hr.ft ² .F/Btu	
Rd_{min}		Rd_{min}			

3.4 Neraca Massa

Hasil perhitungan neraca massa pada perancangan pabrik Karbon Dioksida dari Flue Gas sebagai berikut:

Kapasitas Produksi :
Waktu Operasi : 330 hari/tahun

Produksi CO₂ = 1081818,23 kg/jam

3.4.1 Absorber-01 (ABS-01)

Tabel 13. Neraca massa absorber

NERACA MASSA ABSORBER				
KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	ARUS 1	ARUS 5	ARUS 2	ARUS
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
CO ₂	1452105,00			370286,78
2KOH		2753719,12		
H ₂ O				442562,00
K ₂ CO ₃			3392975,34	
Subtotal	1452105,00	2753719,12	3392975,34	812848,78
Total	4205824,12		4205824,12	

3.4.2 Evaporator-01 (E-01)

Tabel 14. neraca massa evaporator

NERACA MASSA EVAPORATOR			
KOMPONEN	INPUT		OUTPUT
	ARUS 1	ARUS 2	ARUS
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ O	442562,0011		442562
K ₂ CO ₃	3392975,342	3392975	
Subtotal			
Total			

3.4.3 Reaktor-01 (R-01)

Tabel 15. neraca massa Reaktor

REAKTOR			
KOMPONEN	INPUT		OUTPUT
	ARUS 2	ARUS 10	ARUS 3
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
K ₂ CO ₃	3392975,34	376997,26	376997,26
Ca(OH) ₂		1819421,56	
KOH			2753719,12
CaCO ₃		50177,10	2508854,88
CaO		28099,17	28099,17
Subtotal	3392975,34	2274695,09	5667670,43
Total	5667670,43		5667670,43

3.4.4 Filter-01(F-01)

Tabel 16. Neraca massa Filter

NERACA MASSA FILTER			
KOMPONEN	input	output	
	ARUS 3	ARUS 5	ARUS 4
	kg/jam		
K ₂ CO ₃	376997,3		376997,2602
KOH	2753719	2753719	
CaCO ₃	2508855		2508854,882
CaO	28099,17		28099,17466
subtotal	5667670	2753719	2913951,316
total	5667670		5667670,434

3.4.5 Calciner (RK-01)

Tabel 17. neraca massa calciner

NERACA MASSA CALCINER				
KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	ARUS 4	ARUS	ARUS 8	ARUS 6
	kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	kg/jam
CaO	28099,17		1404958,73	
CaCO ₃	2508854,88		50177,10	
CO ₂				1457094,30
K ₂ CO ₃	376997,26		376997,26	
CH ₄		136464,03		
O ₂		545856,11		
N ₂		21982,70		21982,70
H ₂ O				307044,06
Subtotal	2913951,32	704302,84	1832133,09	1786121,07
Total	3618254,16		3618254,16	

3.4.6 Slaker (SK-01)

Tabel 18.neraca massa slaker

NERACA MASSA SLAKER			
KOMPONEN	INPUT		OUTPUT
	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
CaO	1404958,73		28099,17
H ₂ O		442562,00	
CaCO ₃	50177,10		50177,10
K ₂ CO ₃	376997,26		376997,26
Ca(OH) ₂			1819421,56
Subtotal	1832133,09	442562,00	2274695,09
Total		2274695,09	2274695,09

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Absorber

Tabel 19. neraca panas absorber

panas masuk (kJ/jam)		panas keluar (kJ/jam)	
CO ₂	0	CO ₂	23129477,17
KOH (1M)	13097081515	H ₂ O	136586462
Q _{rxn}	2692743909	K ₂ CO ₃	15630109485
total	15789825424	total	15789825424

3.5.2 Evaporator

Tabel 20. neraca panas evaporator

panas masuk (kJ/jam)		panas keluar (kJ/jam)	
H ₂ O (cair)	136913223,8	H ₂ O (uap)	62401242,16
K ₂ CO ₃ (0,5M)	15141418953	K ₂ CO ₃ (0,5M)	15618898144
total	15278332177		
panas steam	402967209,1		
total	15681299386	total	15681299386

3.5.3 Reaktor

Tabel 21. neraca panas reaktor

panas masuk (kJ/jam)		panas keluar (kJ/jam)	
K ₂ CO ₃	15030585724	K ₂ CO ₃	1478486000
Ca(OH) ₂	143097505,6	KOH	12299289746
CaCO ₃	2707054,418	CaCO ₃	135352720,9
CaO	1442892,619	CaO	1442892,619
Q _{rxn}	88512400,22		
total	15266345577		
Q _{cool}	-1351774217		
total	13914571360	total	13914571360

3.5.4 Calciner

Tabel 22. neraca panas calciner

panas masuk (kJ/jam)		panas keluar (kJ/jam)	
CaCO ₃	136983476,5	CaCO ₃	48295456,48
CaO	1442892,619	CaO	1130991780
K ₂ CO ₃	24994918,35	CO ₂	1008119359
Q _{rxn}	-4383576622	K ₂ CO ₃	415639479,4
total	-4220155334	total	2603046074
Q _{burner}	6823201409		
total	2603046074		

3.5.5 Rotary Cooler-01 (RC-01)

Tabel 23. neraca panas RK-01

panas masuk (kJ/jam)		panas keluar (kJ/jam)	
CaCO ₃	48295456,48	CaO	8254132,562
CaO	1130991780	CaCO ₃	206528933,8
K ₂ CO ₃	415639479,4	K ₂ CO ₃	81808405,46
total	1594926716	total	296591471,8
Q _{cool}	-1298335244		
total	296591471,8		

3.5.6 Slaker

Tabel 24. neraca panas slaker

panas masuk (kJ/jam)		panas keluar (kJ/jam)	
CaO	226198356	CaO	16799656,63
H ₂ O	140402794,8	CaCO ₃	33528726,49
CaCO ₃	9659091,296	K ₂ CO ₃	283733024,4
K ₂ CO ₃	83127895,88	Ca(OH) ₂	1727647041
total	459388138	total	2061708449
Q _{rxn}	1602320311		
total	2061708449		

3.5.7 Rotary Cooler-02 (RC-02)

Tabel 25. neraca panas RK-02

panas masuk (kJ/jam)		panas keluar (kJ/jam)	
CaO	20898761,15	CaO	1406363,692
CaCO ₃	52685952,52	CaCO ₃	2674439,304
K ₂ CO ₃	372756041	K ₂ CO ₃	20339002,19
Ca(OH) ₂	2356150919	Ca(OH) ₂	143097505,6
total	2802491674	total	167517310,8
Q _{cool}	-2634974363,09		
total	167517310,82		

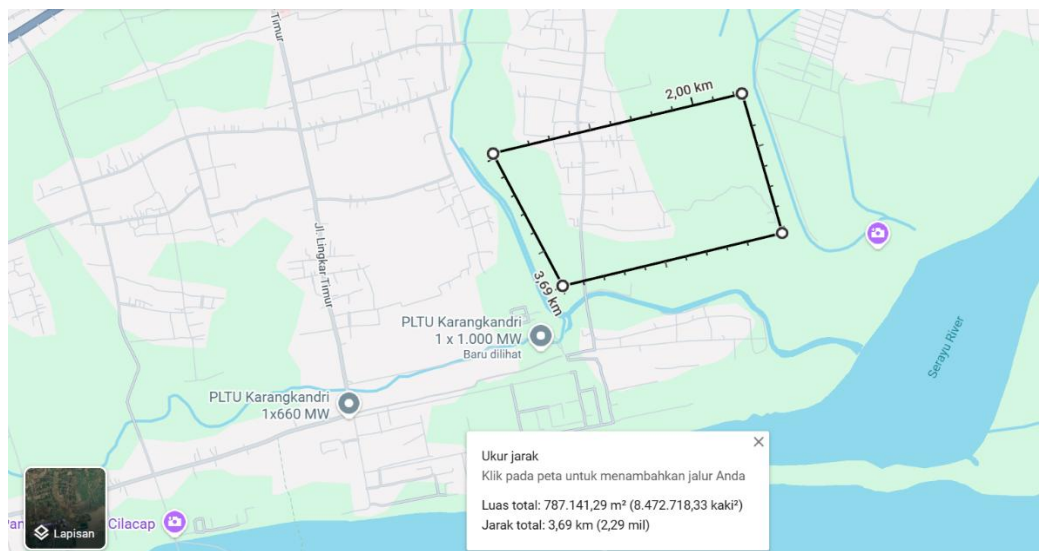
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap keberhasilan suatu industri. Secara umum, faktor geografis menjadi penentu utama dalam efisiensi sistem produksi. Pemilihan lokasi yang tepat sebaiknya juga mempertimbangkan kemungkinan pengembangan pabrik di masa depan serta memberikan manfaat jangka panjang, baik bagi perusahaan maupun masyarakat sekitar. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi antara lain jarak ke sumber bahan baku, akses pasar, ketersediaan listrik dan air, tenaga kerja, pajak, kondisi sosial masyarakat, karakteristik lahan, serta kebijakan pemerintah. Jika seluruh faktor tersebut dipertimbangkan dengan baik, maka pabrik yang dibangun akan lebih efisien secara teknis dan menguntungkan secara ekonomis.

Pabrik Karbon Dioksida cair dari flue gas direncanakan akan dibangun di kawasan PLTU Cilacap, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah. Lokasi ini dipilih karena berada dekat dengan sumber flue gas dari pembangkit listrik tenaga uap, sehingga dapat mendukung efisiensi proses penangkapan CO₂. Selain itu, ketersediaan utilitas, akses transportasi, serta infrastruktur industri di area PLTU juga menjadi faktor pendukung dalam pemilihan lokasi tersebut.



Gambar 3. Lokasi pabrik Karbon Diksida akan didirikan

4.1.1 Faktor-Faktor Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik produksi karbon dioksida (CO₂) cair dari *flue gas* dilakukan berdasarkan beberapa faktor pertimbangan agar proses produksi dapat berjalan secara optimal, efisien, dan ekonomis. Faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut.

1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor utama dalam menentukan lokasi suatu industri. Pada pabrik karbon dioksida cair ini, bahan baku utama berupa gas karbon dioksida yang berasal dari *flue gas* hasil pembakaran pada Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU). Oleh karena itu, lokasi pabrik dipilih di kawasan PLTU Cilacap karena memiliki sumber emisi CO₂ yang kontinu sehingga dapat menjamin ketersediaan bahan baku selama proses produksi berlangsung.

Kedekatan lokasi pabrik dengan sumber *flue gas* juga memberikan keuntungan berupa pengurangan kebutuhan fasilitas transportasi gas, meminimalkan kehilangan tekanan pada sistem perpipaan, serta menurunkan biaya operasional.

2. Kedekatan dengan Daerah Pemasaran

Produk utama yang dihasilkan berupa karbon dioksida cair memiliki kebutuhan pada berbagai sektor industri, seperti industri makanan dan minuman, industri kimia, pengelasan logam, serta kebutuhan gas industri lainnya. Pemilihan lokasi pabrik mempertimbangkan kemudahan distribusi produk menuju konsumen. Lokasi pabrik di Cilacap memiliki akses transportasi yang baik sehingga memungkinkan proses distribusi produk dilakukan secara efektif melalui jalur darat maupun laut.

3. Ketersediaan Utilitas

Utilitas merupakan faktor pendukung utama dalam keberlangsungan operasi pabrik. Proses produksi karbon dioksida cair membutuhkan berbagai fasilitas utilitas seperti energi listrik, air proses, air pendingin, serta kebutuhan steam.

Lokasi pabrik yang berada di kawasan PLTU Cilacap memberikan keuntungan karena tersedianya infrastruktur energi dan utilitas industri yang

memadai sehingga dapat mengurangi kebutuhan pembangunan fasilitas pendukung dari awal.

4. Sarana Transportasi

Sarana transportasi berperan penting dalam pengadaan kebutuhan operasi dan distribusi produk. Lokasi pabrik harus memiliki akses yang mudah terhadap jalur transportasi agar kegiatan pengiriman bahan pendukung dan produk dapat berjalan lancar.

Kawasan Cilacap memiliki akses transportasi darat serta fasilitas pelabuhan yang mendukung aktivitas industri. Kondisi tersebut memberikan keuntungan dalam distribusi karbon dioksida cair ke berbagai wilayah.

5. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan salah satu faktor penting dalam kegiatan operasional pabrik, baik pada bagian produksi, pemeliharaan, pengendalian proses, maupun administrasi. Pemilihan lokasi pabrik mempertimbangkan ketersediaan tenaga kerja yang memiliki kemampuan sesuai dengan kebutuhan industri.

Wilayah sekitar Cilacap memiliki jumlah tenaga kerja yang cukup serta didukung oleh keberadaan kawasan industri sehingga memudahkan proses perekrutan tenaga kerja.

6. Kondisi Lahan dan Pengembangan Pabrik

Ketersediaan lahan yang sesuai diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi, utilitas, penyimpanan, serta fasilitas pendukung lainnya. Selain itu, luas lahan harus mempertimbangkan kemungkinan ekspansi pabrik apabila terjadi peningkatan kapasitas produksi di masa mendatang.

Kawasan industri PLTU Cilacap memiliki area yang sesuai untuk pengembangan fasilitas industri karena telah memiliki infrastruktur pendukung.

7. Faktor Lingkungan dan Regulasi

Aspek lingkungan menjadi pertimbangan penting dalam pembangunan pabrik, terutama karena proses produksi berkaitan dengan pengolahan gas hasil pembakaran. Pemilihan lokasi harus memperhatikan regulasi lingkungan, tata ruang wilayah, serta pengelolaan limbah yang dihasilkan.

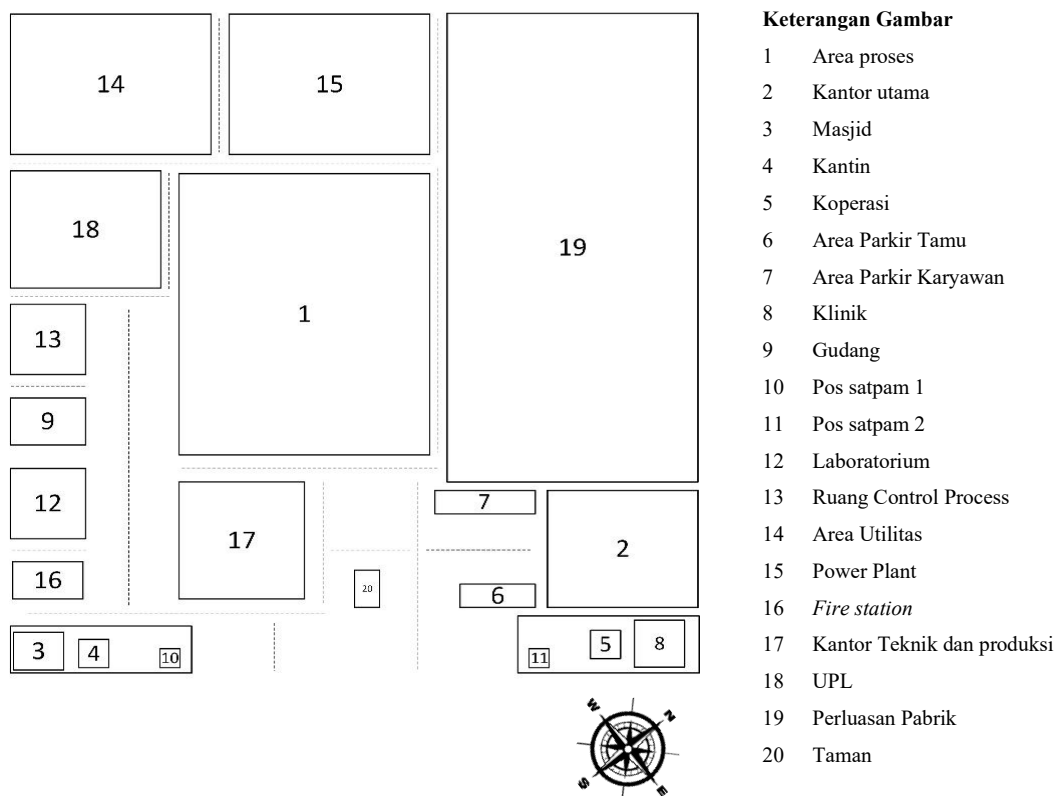
Pembangunan pabrik di kawasan industri membantu mempermudah pengawasan lingkungan karena telah memiliki sistem pengelolaan kawasan dan mengikuti ketentuan industri yang berlaku.

8. Faktor Keamanan dan Kondisi Sosial

Lokasi pabrik harus mempertimbangkan aspek keamanan, keselamatan kerja, serta penerimaan masyarakat sekitar. Kawasan industri memiliki sistem keamanan dan pengawasan yang lebih baik dibandingkan lokasi non-industri.

Dengan mempertimbangkan faktor bahan baku, utilitas, transportasi, tenaga kerja, lingkungan, serta pengembangan jangka panjang, kawasan PLTU Cilacap dipilih sebagai lokasi yang sesuai untuk pembangunan pabrik karbon dioksida cair dari *flue gas*.

Tabel 26. Keterangan layout pabrik



Gambar 4. layout pabrik karbon dioksida dengan skala 1:1000

Tabel 27. perincian luas bangunan pabrik

No	Nama Bangunan	Panjang	Lebar	Luas (m ²)
1	Area proses	50	60	3.000
2	Kantor utama	30	25	750
3	Masjid	8	10	80
4	Kantin	6	6	36
5	Koperasi	6	6	36
6	Area Parkir Tamu	5	15	75
7	Area Parkir Karyawan	5	20	100
8	Klinik	10	10	100
9	Gudang	15	10	150
10	Pos satpam 1	4	4	16
11	Pos satpam 2	4	4	16
12	Laboratorium	15	15	225
13	Ruang Control Process	15	15	225
14	Area Utilitas	40	30	1.200
15	Power Plant	40	30	1.200
16	Fire station	14	8	112
17	Kantor Teknik dan produksi	25	25	625
18	UPL	30	25	750
19	Perluasan Pabrik	100	50	5.000
20	Taman	5	8	40
Luas Bangunan				13.736
Luas Tanah				23.000

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses merupakan pengaturan posisi peralatan proses dalam suatu area pabrik yang bertujuan untuk menciptakan sistem produksi yang efektif, aman, dan ekonomis. Perancangan tata letak alat proses pada pabrik karbon dioksida (CO₂) cair dari *flue gas* dilakukan dengan mempertimbangkan hubungan antarunit proses, arah aliran bahan, kemudahan pengoperasian, keselamatan kerja, serta kemudahan pemeliharaan peralatan.

Penempatan peralatan disusun berdasarkan urutan proses produksi, yaitu mulai dari unit penangkapan CO₂ dari *flue gas*, pemurnian gas CO₂, kompresi, pencairan, hingga penyimpanan produk. Pengaturan tersebut bertujuan untuk

meminimalkan jarak perpindahan bahan, mengurangi panjang perpipaan, serta meningkatkan efisiensi operasional pabrik.

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Perancangan tata letak alat proses mempertimbangkan arah aliran bahan baku dan produk agar perpindahan material berlangsung secara kontinu dan efisien. Bahan baku utama berupa *flue gas* yang mengandung CO₂ berasal dari unit pembakaran PLTU Cilacap dan dialirkan menuju unit absorpsi untuk dilakukan proses penangkapan karbon dioksida.

Setelah proses absorpsi, larutan kaya CO₂ (*rich solvent*) dialirkan menuju unit regenerasi untuk melepaskan kembali CO₂ dalam bentuk gas. Gas CO₂ yang diperoleh kemudian melewati tahap pemurnian, pengeringan, kompresi, dan pendinginan hingga diperoleh produk karbon dioksida cair.

Penyusunan peralatan mengikuti arah aliran proses sehingga perpindahan bahan dapat dilakukan dengan jarak yang minimum. Hal ini bertujuan untuk mengurangi biaya instalasi perpipaan dan kehilangan energi selama proses transportasi.

4.3.2 Sirkulasi Aliran Udara

Sistem sirkulasi udara dalam area proses dirancang untuk menjaga kondisi lingkungan kerja tetap aman dan nyaman bagi pekerja. Aliran udara harus diperhatikan terutama pada area yang berpotensi terjadi pelepasan gas CO₂.

Ventilasi alami maupun mekanis digunakan untuk memastikan udara segar dapat masuk dan udara yang mengandung gas sisa dapat keluar dari area proses. Peralatan yang menghasilkan panas seperti kompresor, pompa, dan sistem pendingin diberikan ruang ventilasi yang cukup agar pelepasan panas dapat berlangsung dengan baik.

Pengaturan sirkulasi udara juga bertujuan untuk mengurangi risiko akumulasi CO₂ yang dapat membahayakan keselamatan pekerja karena CO₂ memiliki sifat tidak berwarna dan dapat menyebabkan gangguan pernapasan pada konsentrasi tinggi.

4.3.3 Sumber Pencahayaan

Pencahayaan pada area pabrik dirancang untuk mendukung kegiatan operasi, inspeksi, dan pemeliharaan peralatan. Sistem pencahayaan yang digunakan terdiri dari pencahayaan alami dan pencahayaan buatan.

Pencahayaan alami diperoleh melalui penggunaan bukaan atau desain bangunan yang memungkinkan masuknya cahaya matahari. Sementara itu, pencahayaan buatan menggunakan lampu industri yang dipasang pada lokasi strategis, terutama pada area proses, ruang kontrol, dan area pemeliharaan.

Pencahayaan yang memadai diperlukan untuk meningkatkan keselamatan kerja serta mempermudah operator dalam melakukan pengamatan terhadap kondisi peralatan.

4.3.4 Mobilitas Manusia dan Kendaraan

Tata letak alat proses harus mempertimbangkan kemudahan mobilitas manusia dan kendaraan operasional. Jalur perpindahan pekerja, kendaraan pengangkut bahan, serta kendaraan pemeliharaan harus dirancang secara terpisah dari area berbahaya untuk mengurangi risiko kecelakaan.

Jalur akses operator disediakan di sekitar peralatan utama agar kegiatan inspeksi dan pengoperasian dapat dilakukan dengan mudah. Selain itu, jalan untuk kendaraan seperti truk pengangkut produk dan kendaraan pemeliharaan harus memiliki ukuran yang cukup untuk mendukung aktivitas operasional pabrik.

4.3.5 Maintenance

Kemudahan pemeliharaan (*maintenance*) menjadi salah satu faktor penting dalam penyusunan tata letak peralatan. Peralatan proses ditempatkan dengan memberikan ruang yang cukup untuk kegiatan inspeksi, perbaikan, maupun penggantian komponen.

Peralatan yang membutuhkan perawatan rutin seperti pompa, kompresor, heat exchanger, dan kolom absorpsi diberikan area akses yang memadai. Penyediaan ruang pemeliharaan yang baik dapat mengurangi waktu penghentian operasi (*downtime*) sehingga meningkatkan keandalan pabrik.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Jarak antar alat proses ditentukan berdasarkan aspek keselamatan, kemudahan operasi, dan kebutuhan pemeliharaan. Peralatan yang memiliki hubungan proses langsung ditempatkan berdekatan untuk mengurangi panjang pipa dan biaya instalasi.

Namun, jarak antarperalatan tetap harus mempertimbangkan faktor keamanan, terutama pada peralatan yang beroperasi dengan tekanan tinggi seperti kompresor dan tangki penyimpanan CO₂ cair.

Pengaturan jarak juga bertujuan menyediakan ruang untuk:

- akses operator,
- jalur evakuasi,
- inspeksi peralatan,
- pemasangan fasilitas keselamatan.

4.3.7 Pertimbangan Ekonomi

Aspek ekonomi menjadi salah satu dasar dalam perancangan tata letak alat proses. Tata letak yang baik dapat mengurangi biaya pembangunan dan biaya operasi melalui pengurangan panjang perpipaan, kebutuhan struktur pendukung, serta biaya pemindahan material.

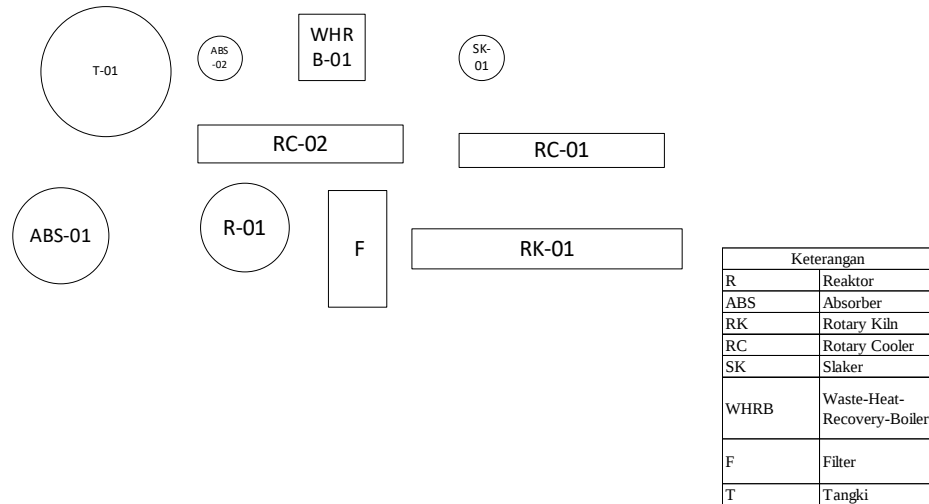
Peralatan yang memiliki hubungan proses langsung ditempatkan berdekatan untuk meningkatkan efisiensi energi dan mengurangi biaya investasi. Selain itu, tata letak yang efektif dapat meningkatkan produktivitas dan mengurangi biaya pemeliharaan.

4.3.8 Perluasan Area

Perancangan tata letak pabrik juga mempertimbangkan kemungkinan adanya pengembangan kapasitas produksi pada masa mendatang. Oleh karena itu, area kosong atau ruang pengembangan perlu disediakan untuk penambahan unit proses, peningkatan kapasitas peralatan, maupun pembangunan fasilitas pendukung baru.

Penyediaan area pengembangan dilakukan agar ekspansi pabrik dapat dilakukan tanpa mengganggu kegiatan produksi yang sedang berjalan. Dengan

demikian, pabrik memiliki fleksibilitas untuk menyesuaikan kebutuhan produksi di masa depan.



Gambar 5. tata letak alat proses

4.4 Organisasi Perusahaan

Organisasi perusahaan merupakan sistem pengaturan hubungan kerja yang mengatur pembagian tugas, tanggung jawab, dan wewenang antarbagian dalam suatu perusahaan. Penyusunan organisasi yang baik diperlukan untuk mendukung kelancaran operasional pabrik, mulai dari kegiatan produksi, pengawasan proses, pemeliharaan peralatan, pengelolaan keuangan, hingga pengembangan perusahaan. Pabrik karbon dioksida (CO₂) cair dari *flue gas* dirancang memiliki struktur organisasi yang mampu mendukung kegiatan produksi secara kontinu. Sistem organisasi yang diterapkan mempertimbangkan kebutuhan operasional pabrik yang beroperasi selama 24 jam dengan memperhatikan aspek keselamatan kerja, efisiensi produksi, dan pengendalian mutu produk.

4.4.1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Pabrik karbon dioksida (CO₂) cair yang akan didirikan direncanakan berbentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan badan hukum yang modalnya terdiri atas saham dan dimiliki oleh para pemegang saham. Pemilihan bentuk perusahaan berupa PT didasarkan pada beberapa

pertimbangan yang mendukung keberlangsungan dan pengembangan perusahaan, yaitu sebagai berikut.

a. Kemudahan Penghimpunan Modal

Bentuk Perseroan Terbatas memberikan kemudahan dalam memperoleh modal yang diperlukan untuk pembangunan dan pengoperasian pabrik CO₂ cair. Modal dapat diperoleh melalui penjualan saham kepada investor maupun kerja sama dengan lembaga pendanaan.

b. Kelancaran Proses Produksi

Kegiatan produksi CO₂ cair membutuhkan sistem pengelolaan yang terstruktur karena melibatkan proses penyerapan, pemurnian, kompresi, dan pencairan gas pada kondisi operasi tertentu. Dengan bentuk PT, kegiatan operasional dapat dikelola oleh manajemen profesional sehingga proses produksi dapat berjalan efektif.

c. Pemisahan Kepemilikan dan Pengelolaan

Dalam bentuk PT terdapat pemisahan yang jelas antara pemilik perusahaan dan pihak yang menjalankan operasional perusahaan. Pemegang saham berperan sebagai pemilik modal, sedangkan kegiatan operasional dijalankan oleh direksi dengan pengawasan dewan komisaris.

d. Efisiensi Manajemen Perusahaan

Sistem organisasi dalam PT memungkinkan perusahaan memiliki manajemen yang profesional melalui pemilihan direktur dan staf yang kompeten sesuai bidangnya. Hal ini mendukung peningkatan efisiensi produksi dan pengambilan keputusan perusahaan.

e. Kemudahan Pengembangan Usaha

Perusahaan berbentuk PT memiliki peluang lebih besar dalam melakukan pengembangan kapasitas produksi maupun perluasan pasar karbon dioksida cair untuk memenuhi kebutuhan industri.

f. Keberlangsungan Perusahaan

Keberlangsungan perusahaan lebih terjamin karena kepemilikan perusahaan tidak bergantung pada individu tertentu. Perubahan kepemilikan saham maupun pergantian manajemen tidak menghambat kegiatan operasional pabrik.

4.4.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan kegiatan perusahaan diperlukan struktur organisasi yang jelas agar setiap bagian memiliki tugas dan tanggung jawab masing-masing. Struktur organisasi pabrik karbon dioksida cair menggunakan sistem garis dan staf (*line and staff organization*).

Sistem garis digunakan pada bagian yang berhubungan langsung dengan kegiatan operasional produksi, sedangkan sistem staf digunakan untuk memberikan dukungan berupa keahlian teknis, administrasi, dan konsultasi kepada bagian operasional.

Kelompok garis (*line*) merupakan bagian yang bertanggung jawab langsung terhadap kegiatan utama perusahaan, seperti produksi CO₂, utilitas, pemeliharaan, dan pengendalian proses.

Kelompok staf (*staff*) merupakan bagian yang memberikan dukungan terhadap operasional perusahaan, seperti keuangan, administrasi, pemasaran, keselamatan kerja, dan penelitian pengembangan.

Struktur organisasi perusahaan terdiri dari:

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur Produksi dan Teknik
5. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Produksi dan Teknik bertanggung jawab terhadap kegiatan produksi CO₂ cair, pengendalian proses, utilitas, laboratorium, dan pemeliharaan peralatan. Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab terhadap kegiatan administrasi, keuangan, pemasaran, pengadaan bahan, sumber daya manusia, dan hubungan masyarakat.

Struktur organisasi tersebut memberikan manfaat sebagai berikut:

- a. Memperjelas pembagian tugas dan tanggung jawab setiap bagian.
- b. Mempermudah koordinasi antarbagian perusahaan.
- c. Memudahkan pengawasan kegiatan operasional.
- d. Meningkatkan efisiensi kerja perusahaan.
- e. Mendukung pengembangan perusahaan di masa mendatang.

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

RUPS merupakan pemegang kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Pemegang saham memiliki wewenang dalam menentukan kebijakan utama perusahaan.

Tugas dan wewenang RUPS meliputi:

1. Mengangkat dan memberhentikan anggota Dewan Komisaris serta Direksi.
2. Menyetujui laporan tahunan perusahaan.
3. Menentukan pembagian keuntungan perusahaan.
4. Menetapkan kebijakan pengembangan perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertugas melakukan pengawasan terhadap kegiatan perusahaan serta memberikan arahan kepada Direksi.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris meliputi:

1. Mengawasi pelaksanaan kebijakan perusahaan.
2. Mengevaluasi kinerja Direksi.
3. Memberikan masukan terkait pengembangan perusahaan.
4. Memastikan kegiatan perusahaan berjalan sesuai tujuan.

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi perusahaan yang bertanggung jawab terhadap seluruh kegiatan operasional dan strategi perusahaan.

Tugas Direktur Utama meliputi:

1. Memimpin seluruh kegiatan perusahaan.
2. Menetapkan kebijakan operasional perusahaan.
3. Mengkoordinasikan seluruh direktorat.
4. Menjalin kerja sama dengan pihak eksternal.
5. Mengawasi pencapaian target produksi dan keuntungan perusahaan.

Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh:

1. Direktur Produksi dan Teknik

Bertanggung jawab terhadap kegiatan produksi CO₂ cair, meliputi:

- Unit penangkapan CO₂ (*absorption unit*)
- Unit regenerasi

- Unit pemurnian
- Unit kompresi dan pencairan
- Utilitas
- Pemeliharaan peralatan

2. Direktur Keuangan dan Umum

Bertanggung jawab terhadap:

- Keuangan perusahaan
- Administrasi
- Pengadaan bahan
- Pemasaran produk
- Pengelolaan karyawan
- Keselamatan dan keamanan perusahaan

4.4.4 Status Karyawan

Status karyawan pada pabrik karbon dioksida cair dibedakan menjadi:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan pekerja yang memiliki hubungan kerja tetap dengan perusahaan dan memiliki hak sesuai dengan peraturan ketenagakerjaan yang berlaku.

b. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan tidak tetap merupakan pekerja yang memiliki hubungan kerja berdasarkan waktu tertentu atau pekerjaan tertentu sesuai kebutuhan perusahaan.

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik karbon dioksida cair direncanakan beroperasi selama 330 hari/tahun dengan waktu operasi 24 jam per hari. Sistem kerja karyawan dibagi menjadi dua kelompok, yaitu karyawan non-shift dan karyawan shift.

a. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift bekerja pada bagian administrasi dan manajemen.

Tabel 28. jadwal kerja karyawan non-shift

Hari	Jam Kerja	Istirahat
Senin-Kamis	08.00-17.00	12.00-13.00

Jumat	08.00-17.00	11.30-13.00
-------	-------------	-------------

b. Karyawan Shift

Karyawan yang bekerja langsung pada proses produksi menggunakan sistem tiga shift.

Tabel 29. jadwal kerja karyawan shift

Shift	Jam Kerja
Shift I	08.00-16.00
Shift II	16.00-00.00
Shift III	00.00-08.00

Karyawan shift meliputi operator proses, operator utilitas, pengendalian proses, dan keamanan.

4.4.6 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan

Jumlah tenaga kerja pada pabrik karbon dioksida (CO₂) cair ditentukan berdasarkan kebutuhan operasional pabrik yang berjalan secara kontinu selama 24 jam. Penentuan jumlah pekerja mempertimbangkan sistem kerja shift, tingkat otomatisasi peralatan, serta kebutuhan pengawasan proses produksi.

Sistem penggajian karyawan disesuaikan dengan jabatan, tanggung jawab, tingkat pendidikan, serta risiko pekerjaan. Selain gaji pokok, karyawan memperoleh fasilitas dan tunjangan sesuai dengan kebijakan perusahaan.

Tabel 30. Jumlah pekerja dan gaji karyawan

Jabatan	Jumlah Karyawan	Gaji/bulan/orang	Gaji/pertahun
Direktur Utama	1	Rp25,000,000	Rp300,000,000
Sekretaris	1	Rp18,000,000	Rp216,000,000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp18,000,000	Rp216,000,000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp18,000,000	Rp216,000,000
Kepala Bagian Umum	1	Rp18,000,000	Rp216,000,000
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Bagian Keuangan	1	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Bagian Produksi	1	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000

Tabel 31. Jumlah pekerja dan karyawan

Jabatan	Jumlah Karyawan	Gaji/bulan/orang	Gaji/pertahun
Kepala Seksi Keamanan	1	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Pembelian	1	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Proses	1	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Utilitas	1	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Karyawan Hubungan Masyarakat	5	Rp7.000.000	Rp35.000.000
Karyawan Pembelian	5	Rp7.000.000	Rp35.000.000
Karyawan Pemasaran	5	Rp7.000.000	Rp35.000.000
Karyawan Proses	30	Rp7.000.000	Rp210.000.000
Karyawan Pengendalian	10	Rp7.000.000	Rp70.000.000
Karyawan Laboratorium	10	Rp7.000.000	Rp70.000.000
Karyawan Pemeliharaan	20	Rp7.000.000	Rp140.000.000
Karyawan Utilitas	10	Rp7.000.000	Rp70.000.000
Karyawan K3	5	Rp7.000.000	Rp35.000.000
Operator Proses	100	Rp8.000.000	Rp800.000.000
Operator Utilitas	15	Rp8.000.000	Rp120.000.000
Dokter	5	Rp9.000.000	Rp45.000.000
Perawat	15	Rp6.000.000	Rp90.000.000
Satpam	20	Rp4.000.000	Rp80.000.000
supir	10	Rp4.000.000	Rp40.000.000

BAB V UTILITAS

Agar proses produksi di dalam pabrik dapat berlangsung secara stabil dan berkesinambungan, diperlukan berbagai fasilitas pendukung yang mampu menjamin kelancaran operasional. Fasilitas tersebut dikenal sebagai utilitas, yaitu sistem penunjang yang menyediakan kebutuhan dasar proses seperti air, energi, dan media pendukung lainnya. Peran utilitas sangat vital karena tidak hanya membantu jalannya proses, tetapi juga menjaga efisiensi dan keandalan operasi secara keseluruhan. Tanpa adanya utilitas yang memadai, proses produksi tidak akan dapat berjalan dengan optimal meskipun bahan baku dan peralatan utama telah tersedia.

Berikut merupakan unit-unit yang ada pada utilitas:

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

5.1 Unit penyedia dan pengolahan air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Untuk memenuhi kebutuhan air dalam suatu pabrik, sumber air yang digunakan umumnya berasal dari air tanah (sumur), air sungai, air danau, maupun air laut. Pada perancangan pabrik Butil Asetat ini, sumber air yang dipilih adalah air Sungai Serayu. Pemilihan air sungai didasarkan pada beberapa pertimbangan berikut:

- a. Ketersediaan air sungai yang relatif kontinu sehingga dapat menjamin pasokan air dan meminimalkan risiko kekurangan air selama operasi pabrik.
- b. Proses pengolahan air sungai cenderung lebih sederhana dan ekonomis dibandingkan dengan pengolahan air laut yang membutuhkan teknologi lebih kompleks serta biaya yang lebih tinggi.

Pada umumnya kebutuhan air pada pabrik digunakan untuk keperluan:

1. Air Pendingin

Air pendingin dihasilkan dari unit menara pendingin (*cooling tower*). Pada unit ini, air mengalami proses penurunan suhu sehingga dapat digunakan sebagai media pendingin pada peralatan proses seperti *heat exchanger* dan peralatan lain yang memerlukan pendinginan.

Air yang telah digunakan dalam proses perpindahan panas akan dialirkan kembali ke *cooling tower* untuk didinginkan ulang sebelum digunakan kembali dalam sistem sirkulasi. Dalam pemanfaatan air sungai sebagai air pendingin, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain:

- Adanya partikel berukuran besar seperti kotoran, organisme air, dan material tersuspensi lainnya.
- Kandungan partikel berukuran kecil seperti alga dan mikroorganisme yang dapat menyebabkan fouling.

Secara umum, air banyak digunakan sebagai media pendingin karena beberapa keunggulan berikut:

- Ketersediaannya melimpah di alam.
- Mudah diolah dan dikontrol penggunaannya.
- Memiliki kapasitas panas yang tinggi sehingga efektif dalam menyerap panas.
- Stabil terhadap perubahan temperatur dalam rentang operasi tertentu
- Tidak mengalami dekomposisi selama digunakan sebagai media pendingin.

2. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk berbagai kebutuhan umum seperti perumahan, perkantoran, laboratorium, serta tempat ibadah. Air yang digunakan untuk keperluan ini harus memenuhi standar kualitas yang berlaku agar aman dan layak digunakan. Adapun persyaratan kualitas air sanitasi meliputi:

- Syarat fisik
 - Suhu : lebih rendah atau mendekati suhu udara sekitar
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak memiliki rasa
 - Bau : tidak berbau
- Syarat kimia

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik terlarut dalam jumlah berbahaya
- Tidak mengandung zat beracun
- Tidak mengandung mikroorganisme patogen yang dapat membahayakan kesehatan maupun karakteristik air
- Air pemadam kebakaran dan bengkel

Ketersediaan air untuk pemadam kebakaran merupakan hal yang wajib di setiap pabrik sebagai langkah antisipasi terhadap potensi kebakaran. Dengan adanya sistem ini, kejadian kebakaran dapat ditangani secara cepat dan efektif sehingga meminimalkan kerugian.

Oleh karena itu, air pemadam kebakaran harus selalu disiapkan dan disimpan dalam sistem penyediaan air, seperti bak penampungan air servis. Selain untuk pemadaman kebakaran, air ini juga dapat dimanfaatkan untuk kebutuhan di area bengkel.

5.1.2 Kebutuhan air

1. Air pendingin

Tabel 32. Kebutuhan air pendingin

Nama alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	12923271,67
DCC	ABS-02	303280,65
Total		13226552,32

2. Service water

Tabel 33. Kebutuhan service water

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Bengkel	12,50
Poliklinik	16,67
Laboratorium	20,83
Pemadam kebakaran	250,00
Kantin, musholla, kebun, dll	312,50
Total	612,50

Perancangan dibuat *overdesign* sebesar 20%, sehingga kebutuhan *Service water* 735 kg/jam.

3. Air domestic

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air untuk tempat tinggal dan kebutuhan air karyawan

- Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk per orang adalah 100-200 liter/hari.

Diambil kebutuhan air setiap orang : 100 L/hari

Jumlah karyawan : 227 orang

Kebutuhan air total : 1136,35 kg/jam

- Kebutuhan air area mess

Jumlah mess : 45

Kapasitas tiap mess : 3

Air untuk *mess* : 843,75 kg/jam

Sehingga total kebutuhan air domestik didapatkan sebesar 1.980,10 kg/jam

5.1.3 Unit pengolahan air

Air sungai harus melalui proses pengolahan sebelum dapat digunakan dengan tepat. Proses ini diperlukan untuk menghilangkan kontaminan atau zat-zat lain yang dapat mengganggu kualitas air. Beberapa tahapan dalam pengolahan air yaitu :

1. *Screening*

Air dari sungai dipompa dan dialirkan ke tahap awal di mana kotoran-kotoran berukuran besar seperti daun, ranting, dan sampah lainnya dipisahkan tanpa menggunakan bahan kimia. Partikel-partikel kecil yang masih tersisa akan diolah lebih lanjut pada tahapan berikutnya. Untuk memastikan bahwa alat penyaring pada proses selanjutnya tetap efektif dan tidak mudah rusak, saringan (screen) dipasang di sisi hisap pompa untuk meminimalisir masuknya kotoran.

2. Penggumpalan

Koagulasi adalah proses di mana partikel-partikel koloid digabungkan atau digumpalkan bersama menggunakan koagulan seperti tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$). Tujuan dari proses ini adalah untuk mengubah partikel koloid menjadi netral dan membentuk endapan yang dapat disebabkan oleh gaya gravitasi. Tawas, yang merupakan garam dari asam kuat dan basa lemah, cenderung terhidrolisis dalam suasana basa dalam air. Untuk memfasilitasi proses flokulasi yang efisien, diperlukan penambahan CaOH untuk menurunkan atau menghilangkan kekerasan karbonat dalam air. Ini akan membantu menciptakan kondisi alkalis yang mendukung proses penggumpalan. Proses flokulasi sendiri bertujuan untuk mengumpulkan partikel-partikel kecil menjadi flok-flok yang lebih besar, sehingga dapat mudah dipisahkan melalui proses sedimentasi dan filtrasi selanjutnya. Dengan demikian, penggunaan koagulan dan flokulasi merupakan tahapan penting dalam pengolahan air untuk menghasilkan air yang bersih dan aman untuk berbagai keperluan konsumsi dan industri.

3. Pengendapan

Proses pengendapan dilakukan dalam bak khusus (clarifier) yang bertujuan untuk mengumpulkan flok-flok yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Flok-flok yang terbentuk ini akan mengendap di dalam bak pengendapan, di mana mereka akan terpisah dari air. Selanjutnya, endapan atau lumpur yang terbentuk ini akan dibuang dalam proses yang disebut blowdown. Blowdown adalah proses di mana endapan atau lumpur yang telah terkumpul dalam bak pengendapan dibuang dari sistem untuk menjaga kualitas dan efisiensi proses pengolahan air selanjutnya. Proses pengendapan dan blowdown ini penting dalam memastikan bahwa air yang dihasilkan dari pengolahan memiliki kualitas yang sesuai dengan standar yang ditetapkan, serta untuk menjaga agar sistem pengolahan air tetap efisien dan beroperasi dengan baik.

4. *Sand filter*

Air yang mengandung padatan tersuspensi dari bak pengendap masuk ke dalam alat sand filter untuk proses filtrasi. Tujuan dari filtrasi ini adalah untuk menghilangkan mineral-mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dan lainnya dari dalam air, menggunakan resin sebagai media filtrasi. Sand filter perlu dicuci (back wash, rinse) secara berkala ketika dianggap kotor. Proses backwash melibatkan arus balik

air untuk membersihkan media filtrasi dari kotoran dan endapan yang menempel, sementara proses *rinse* digunakan untuk menyeimbangkan media filtrasi sebelum kembali ke operasi normal. Filtrasi ini merupakan tahap penting dalam pengolahan air untuk memastikan air yang dihasilkan bebas dari kontaminan mineral yang dapat mempengaruhi kualitas air dan memenuhi standar kesehatan dan

5. Bak penampungan air bersih

Setelah melewati proses filtrasi, air tersebut dianggap sebagai air bersih dan disimpan dalam bak penampung air sementara sebelum didistribusikan. Bak penampung ini berfungsi sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum air disalurkan ke pengguna akhir atau sistem distribusi yang sesuai. Berikut daftar distribusi air bersih :

- a. Air domestik dan service
- b. Air pendingin (cooler)

6. Klorinasi

Klorinasi air merupakan proses dimana klorin (Cl_2) atau hipoklorit ditambahkan ke dalam air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan bakteri dan mikroba yang ada dalam air sehingga air tersebut menjadi aman untuk digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Proses ini sangat penting dalam pengolahan air untuk memastikan bahwa air yang dikonsumsi atau digunakan oleh masyarakat bebas dari mikroorganisme patogen yang dapat menyebabkan penyakit. Klorinasi dilakukan di instalasi pengolahan air sebagai bagian dari upaya untuk menjaga kualitas air yang sehat dan aman bagi konsumen.

7. Demineralisasi

Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam air yang telah difiltrasi untuk umpan boiler. Proses ini terdiri dari dua tahap, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Pada tahap pelunakan air, mineral-mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dan lainnya dipisahkan dari air menggunakan kation exchanger. Di dalam kation exchanger, mineral-mineral ini diserap oleh resin hydrogen-zeolite yang memiliki kapasitas tertentu untuk menangkap ion-ion tersebut. Ketika resin tidak lagi mampu menangkap mineral, dilakukan proses regenerasi dengan menambahkan asam kuat H_2SO_4 . Air yang keluar dari kation exchanger adalah air bebas mineral yang telah diminimalkan kemungkinannya

untuk membentuk scalling. Air yang telah melewati kation exchanger kemudian diproses di anion exchanger untuk dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif yang dapat menyebabkan masalah jika air basa ini dipanaskan, seperti pembentukan gas CO₂ yang dapat mengganggu kinerja boiler dan peralatan proses lainnya. Anion *exchanger* menggunakan resin *weakly basic* untuk menangkap ion-ion tersebut. Ketika resin mencapai kapasitas penuh, dilakukan regenerasi dengan menambahkan basa kuat NaOH. Air yang keluar dari anion exchanger telah bersih dari ion-ion yang tidak diinginkan. Namun, untuk digunakan sebagai umpan boiler, diperlukan tahapan pengolahan tambahan untuk memastikan bahwa air tersebut memenuhi standar yang diperlukan untuk mendukung kinerja dan keandalan boiler serta sistem proses lainnya.

8. Deaerasi

Air yang telah melalui proses demineralisasi dan akan digunakan sebagai umpan boiler akan mengalami proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut, terutama O₂ yang dapat menyebabkan korosi pada boiler. Korosi ini tidak hanya dapat mempersingkat umur boiler, tetapi juga berpotensi menyebabkan kegagalan struktural yang serius karena pengikisan dalam boiler dapat menyebabkan tekanan yang tidak sesuai dengan desain. Untuk mengatasi masalah gas terlarut, seperti O₂ dan lainnya, senyawa hidrazin (N₂H₄) ditambahkan untuk mengikat gas-gas tersebut sebelum air masuk ke sistem boiler. Setelah proses deaerasi, air yang keluar dari deaerator dapat langsung digunakan sebagai air umpan (boiler feed water) dan kemudian dialirkan ke boiler. Di dalam boiler, air tersebut akan dipanaskan hingga menghasilkan steam. Untuk menjaga kualitas air dalam boiler, sistem blowdown dilakukan secara teratur untuk menghilangkan suspended solid yang terakumulasi. Air yang hilang akibat *blowdown* diganti dengan *make up water* agar memenuhi kebutuhan proses secara optimal.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik Karbon Dioksida ini dipenuhi oleh PLN, dan untuk mengatasi gangguan pasokan listrik dari PLN, pabrik juga memiliki generator internal yang menggunakan bahan bakar solar. Generator ini menghasilkan energi listrik dengan memanfaatkan putaran poros engkol yang didorong oleh panas dari bahan bakar solar. Tujuannya adalah untuk memastikan kelangsungan pasokan

tenaga listrik yang stabil dan berkelanjutan meskipun terjadi gangguan pada pasokan listrik dari PLN. Spesifikasi generator yang digunakan pada pabrik ini adalah :

Kapasitas : 1098182,70 kW

Jenis : Boiler Steam Generator

Jumlah : 4 buah

Berikut merupakan rincian kebutuhan listrik pabrik Karbon Dioksida:

1. Kebutuhan listrik unit proses

Kebutuhan Listrik proses

Tabel 34. kebutuhan listrik proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Reaktor 1	R-01	1991,8	1485,3
2	Filter	F-01	187,7	140,0
3	Rotary Klin	RK-01	2492,0	1858,32
4	Rotary Cooler 1	RC-01	1030,2	768,2
5	Rotary Cooler 2	RC-02	1278,7	953,5
6	Pompa 1	P-01	2336,1	1742,0
7	Pompa 2	P-02	2307,9	1721,0
8	Pompa 3	P-03	2111,5	1574,6
9	Pompa 4	P-04	2056,8	1533,8
10	Elevator Bucket 1	EB-01	174,7	130,3
11	Elevator Bucket 2	EB-02	99,4	74,1
12	Elevator Bucket 3	EB-03	256,3	191,1
13	Elevator Bucket 4	EB-04	129,9	96,9
14	Elevator Bucket 5	EB-05	318,2	237,3
Total			16771,4	12506,4

2. Kebutuhan listrik unit utilitas

Tabel 35. Kebutuhan listrik unit utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Cooling Tower Fan	C-01	512,4	382,1
2	Flokulator	T-01	25,1	18,7
3	Clarifier	M-01	4,8	3,6
4	Kompresor	M-02	0,2	0,1
5	Pompa 1	M-03	2831,3	2111,3
6	Pompa 2	M-04	1613,2	1202,9
7	Pompa 3	PU-01	1330,1	991,8
8	Pompa 4	PU-02	1361,0	1014,9
9	Pompa 5	PU-03	815,8	608,3
10	Pompa 6	PU-04	1920,9	1432,4
Total			10414,6	7766,1

Sehingga kebutuhan total listrik unit Proses dan unit Utilitas sebesar 20272,6 kW dan untuk alasan keamanan kemudian dilakukan over desain sebanyak 10%, sehingga kebutuhan total Listrik nya sebesar 22299,8 kW.

3. Kebutuhan listrik alat kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor.

P : 5575,0 kW

4. Kebutuhan listrik penerangan

Power yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan 15% dari kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

P : 3345,0 kW

5. Kebutuhan listrik peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dll) diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

P : 3345,0 kW

6. Kebutuhan listrik bengkel, lab, dll

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dll) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor: P : 3345,0 kW

7. Kebutuhan listrik perumahan

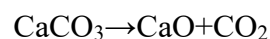
Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik sebesar 1200 watt. Rumah yang akan disaluri Listrik dari pabrik berjumlah 45 rumah. Maka jumlah kebutuhan Listrik untuk perumahan adalah : n : 45 buah P : 1200 watt x 45 : 54 kW

Tabel 36. Kebutuhan listrik pabrik

Total kebutuhan listrik Pabrik		
No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Unit Proses	13757,1
2	Unit Utilitas	8542,8
3	Alat kontrol	5575,0
4	Penerangan	3345,0
5	Kantor	3345,0
6	Lab, Bengkel, dll	3345,0
7	Perumahan	54,0
Total		37963,7

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan kebutuhan energi panas pada proses kalsinasi menggunakan rotary kiln. Pada pabrik karbon dioksida (CO₂), rotary kiln digunakan untuk melakukan dekomposisi kalsium karbonat menjadi kalsium oksida dan karbon dioksida sesuai reaksi:



Proses kalsinasi berlangsung pada temperatur tinggi sehingga membutuhkan suplai panas secara kontinu. Kebutuhan panas tersebut dipenuhi dengan pembakaran bahan bakar pada burner rotary kiln.

Bahan bakar yang digunakan pada rotary kiln adalah gas alam (natural gas) karena memiliki nilai kalor tinggi, pembakaran lebih bersih, serta menghasilkan emisi pengotor yang lebih rendah dibandingkan bahan bakar padat maupun cair.

Tabel 37. Kebutuhan bahan bakar

Parameter	Nilai
Fungsi	Menyediakan panas untuk proses kalsinasi
Peralatan pengguna	Rotary kiln
Jumlah rotary kiln	10 unit
Bahan bakar	Gas alam/LNG
Kebutuhan bahan bakar total	136.464,0 kg/jam
Kebutuhan per rotary kiln	13.646,4 kg/jam
Sistem distribusi	Pipa bahan bakar menuju burner

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pengelolaan limbah yang efektif sangat penting untuk mengurangi dampak lingkungan dari pabrik butil asetat dan mematuhi peraturan yang berlaku. Upaya untuk mengurangi, mendaur ulang, dan mengelola limbah dengan benar membantu dalam menjaga keberlanjutan operasional pabrik dan mendukung praktek industri yang ramah lingkungan. Limbah yang dihasilkan dapat diklasifikasikan menjadi dua :

1. Limbah cair meliputi air buangan yang mengandung zat organik, *Blowdown Cooling Water*, air *backwash filter*, dan air berminyak dari pompa. Air limbah domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi gas klorin. Air limbah dari laboratorium diolah terlebih dahulu melalui beberapa proses sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini meliputi pengolahan fisik (pengendapan, penyaringan), pengolahan kimia (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH), dan pengolahan biologis.

2. Bahan buangan udara dan padat dari unit proses memerlukan penanganan khusus untuk mencegah pencemaran lingkungan. Untuk mengatasi masalah ini, dibuat unit pengolahan limbah yang dirancang untuk mengelola bahan buangan padat dengan aman. Unit ini bertujuan untuk mengurangi dampak negatif pada lingkungan sekitar dengan memastikan bahwa semua limbah padat ditangani dengan cara yang aman dan sesuai dengan peraturan lingkungan. Langkah- langkah yang diambil mungkin termasuk penyaringan udara untuk menghilangkan partikel berbahaya dan pemantauan terus-menerus untuk memastikan bahwa kualitas udara di sekitar pabrik tetap dalam batas aman.

5.7 Spesifikasi alat utilitas

Tabel 38. Spesifikasi pompa utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai	Mengalirkan air ke Mixing Tank	Mengalirkan air ke bak saringan pasir	Mengalirkan air ke bak air bersih
Jenis bahan	<i>Single Stage Centrifugal Pump Comercial Steel</i>			
Kapasitas (gph)	99.794,93	95.042,80	90.516,94	90.516,94
IPS	12	12	12	12
Flow area (in ²)	115	115	115	115
OD (in)	12,75	12,75	12,75	12,75
ID (in)	12,09	12,09	12,09	12,09
Efisiensi (%)	83	85	80	80
Tenaga pompa (hp)	17,57	8,38	7,36	7,72

Tenaga motor (hp)	20	10	10	10
--------------------------	----	----	----	----

Tabel 39. spesifikasi pompa utilitas (lanjutan)

Kode	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air ke <i>cooling tower</i> dan tangki klorinasi	Mengalirkan air ke unit proses sebagai media pendingin	Mengalirkan air ke umpan boiler	Mengalirkan kondensat sebagai umpan boiler
Jenis bahan	<i>Single Stage Centrifugal Pump Comercial Steel</i>			
Kapasitas (gph)	88.742,10	77.204,96	1.137,75	989,34
Spesifikasi				
IPS	12	12	2	2
Flow area (in²)	115	115	3,35	3,35
OD (in)	12,75	12,75	2,38	2,38
ID (in)	12,09	12,09	2,067	2,067
Efisiensi (%)	80	80	20	20
Tenaga pompa (hp)	4,67	3,06	0,35	0,054
Tenaga motor (hp)	7,5	5	0,5	0,833

Tabel 40. spesifikasi tangki utilitas

Kode	Tangki Klorinasi (V-07)	Tangki Kation (V-03)	Tangki Anion (V-04)	Tangki Deaerator (V-08)	Tangki Kondensat (V-09)
Fungsi	Menghilangkan bakteri pada air menggunakan kaporit (klorin)	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water	Mengumpulkan kondensat
Jenis	Tangki Silinder	Tangki Silinder	Tangki Silinder	Tangki Silinder horizontal	Tangki Silinder horizontal
bahan	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Spesifikasi					
Tinggi (m)	2,6	3,4	2,2	1,9	1,9
Diameter (m)	1,3	3,4	2,2	1,9	1,9
Volume (m ³)	1,9	4,1	8,3	5,9	5,9
Jenis Impeller	-	-	-	-	-
Jumlah Impeller	-	-	-	-	-
Diameter Impeller	-	-	-	-	-

Power Motor (hp)	-	-	-	-	-
Kapasita (kg)	1.599	5.000	5.000	5.000	5.000
Jumlah	1	2	2	1	1

Tabel 41. spesifikasi tangki utilitas (lanjutan)

Kode	Tangki Tawas (V-01)	Tangki CaOH (V-02)	Tanki NaOH (V-05)	Tangki NaCl (V-06)	Tangki air rumah tangga (V-09)
Fungsi	Menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Menyiapkan dan menyimpan larutan CaOH 5% untuk 1 minggu operasi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Melarutkan NaCl sebagai umpan regenerasi penukar anion	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Tangki Silinder	Tangki Silinder	Tangki Silinder berpengaduk	Tangki Silinder berpengaduk	Tangki silinder
bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Spesifikasi Tinggi (m)	5,4	4,4	1,8	1,07	2,9

Tabel 42. spesifikasi tanki utilitas (lanjutan)

Diameter (m)	2,7	2,2	1,8	1,07	2,9
Volume (m3)	30,8	16,98	4,2	0,98	19,1
Jenis Impeller	-	-	<i>Propeller standard</i>	<i>Propeller standard</i>	-
Jumlah impeller	-	-	1	1	-
Diameter Impeller (m)	-	-	0,36	0,36	-
Power Motor (hp)	-	-	0,58	0,75	-
Kapasita (kg)	-	-	375,40	120,12	678
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 43. spesifikasi bak utilitas

Kode	Bak Pengendapan awal (TK-01)	Bak penampung air bersih (TK-02)
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Menampung sementara air bersih setelah disaring

Jenis	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselin
Spesifikasi		
Panjang (m)	19,3	8,9
Lebar (m)	19,3	8,9
Tinggi (m)	9,6	4,5
Volume (m³)	3.594,8	359,3

Tabel 44. spesifikasi mixing tank dan klarifier

Kode	Mixing tank (MT-01)	Klarifier (CL-01)
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan	Menggumpalkan dan mengendapkan koloid yang terbawa oleh air dan pengendap awal
Jenis	Tangki Silinder berpengaduk	Tangki silinder Conical Bottom berppengaduk
Spesifikasi		
Tinggi (m)	4,8	10,5
Diameter (m)	4,8	10,5
Volume (m³)	179,7	898,4
Jenis Impeller	<i>Marine propeller 3 blade</i>	<i>Marine propeller 3 blade</i>
Jumlah Impeller	1	1
Diameter Impeller (m)	1,6	3,5
Power Motor (hp)	0,33	1,5
Jumlah	1	2

Tabel 45. spesifikasi cooling tower

Kode	Cooling tower (CT-01)
-------------	-------------------------------

Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Induced draft cooling tower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Panjang (m)	12,1
Lebar (m)	12,1
Tinggi (m)	5,7

Tabel 46. spesifikasi blower cooling tower

Kode	<i>Blower Cooling tower (BL-01)</i>
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan degan air yang didinginkan
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m3/jam)	2774983,839
Efisiensi (%)	80
Power (hp)	59,3

Tabel 47. spesifikasi sand filter

Kode	<i>Sand filterr (SF-01)</i>
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air
Jenis	<i>Tangki silinderr</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Spesifikasi	
Vloume (m3)	38,6
Diameter (m)	2,1
Tinggi (m)	4,3

Tabel 48. spesifikasi compressor

Kode	<i>Compressor (C-01)</i>
Fungsi	Menekan udara sebanyak jumlah yang ditentukan dan mengubah tekanan menjadi yang diinginkan
Jenis	<i>Compressor Centrifugal</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (kmol/jam)	0,0881
Efisiensi (%)	80
Power (hp)	0,17

BAB V

EVALUASI EKONOMI

Pada pra rancangan pabrik karbon dioksida ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak. Komponen terpenting dari perancangan ini adalah estimasi harga alat-alat, karena harga ini dipakai sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi. Analisa ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan/estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

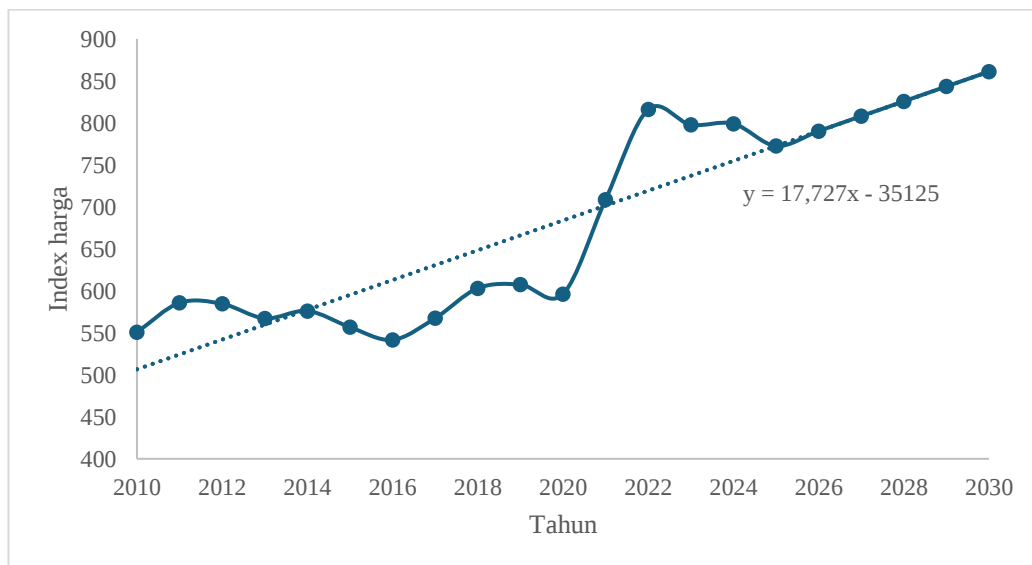
6.1 Penariksiran Harga

Harga peralatan proses sangat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi pada periode tertentu. Perubahan harga dapat terjadi dari tahun ke tahun akibat berbagai faktor, seperti inflasi, perubahan harga bahan baku, serta kondisi pasar. Oleh karena itu, penentuan harga peralatan secara pasti sering kali sulit dilakukan. Untuk memperoleh estimasi yang lebih akurat, harga peralatan dapat diperkirakan dengan menggunakan indeks biaya atau indeks harga peralatan yang berlaku pada tahun perancangan.

Pabrik karbon dioksida beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun didirikan pada tahun 2030. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2026 diperkirakan secara garis besar dengan data *indeks* dari tahun 2010 sampai 2026, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 49. Indeks harga

Tahun	Indeks Harga (CEPCI)	Tahun	Indeks Harga (CEPCI)
2010	550,8	2021	708,8
2011	585,7	2022	816,0
2012	584,6	2023	797,9
2013	567,3	2024	799,1
2014	576,1	2025	772,6
2015	556,8	2026	790,3
2016	541,7	2027	808,0
2017	567,5	2028	825,7
2018	603,1	2029	843,4
2019	607,5	2030	861,1
2020	596,2		



Gambar 6. Grafik indeks harga vs tahun

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data diatas maka didapatkan persamaan berikut :

$$y = 17,727x - 35125$$

Dimana : y = indeks harga dan x = tahun

Dari persamaan di atas, nilai indeks Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) pada tahun referensi 2014 adalah 576,1 dan nilai indeks pada tahun

2030 adalah 861,1. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga (Aries & Newton, 1955).

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

Ex = Harga pembelian pada tahun ke 2030

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun ke 2030

Ny = Indeks harga pada tahun referensi

Berdasarkan nilai CEP indeks dan persamaan tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 50. Harga alat

Nama Alat	Kode alat	jumlah	NY	NX	EY	EX
Tangki CO ₂	T-01	20	576,1	861,1	\$2050900	\$30.654.921
Absorber	ABS-01	10	576,1	861,1	\$20512761	\$62.567.351
Reaktor	R-01	20	576,1	861,1	\$2986100	\$57.374.244
Slaker	SK-01	10	576,1	861,1	\$960100	\$9.223.571
Evaporator	E-01	10	576,1	861,1	\$5.109.100	\$49.082.540
Rotary Kilin	RK-01	10	576,1	861,1	\$15.761.871	\$151.422.495
Rotary Cooler	RC-01	10	576,1	861,1	\$ 6.511.871	\$62.558.801
Rotary Cooler	RC-02	10	576,1	861,1	\$ 5.902.871	\$56.708.208
Water Tube	WHRB-01	10	576,1	861,1	\$15.601.210	\$149.879.043
Pompa	P-01	10	576,1	861,1	\$1.270.100	\$12.201.706
Pompa	P-02	10	576,1	861,1	\$1.270.100	\$12.201.706
Pompa	P-03	10	576,1	861,1	\$500.120	\$4.804.596
Pompa	P-04	10	576,1	861,1	\$700.821	\$6.732.707
Filter	F-01	10	576,1	861,1	\$944.300	\$ 9.071.782

6.2 Dasar Perhitungan

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

Kapasitas Pabrik	: 11,5 juta ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari/tahun
Umur pabrik	: 20 tahun
Tahun pendirian pabrik	: 2030
Kurs mata uang	: 1 US\$ = Rp17.845 (mei 2026)
UMR wilayah Cilacap	: ± Rp2.773.184/bulan

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Modal (Capital Investment)

Capital investment merupakan jumlah pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

Tabel *Physical Plant Cost* (PPC)

Tabel 51. Physical plant cost (PPC)

Jenis	Biaya (Rp)
Purchased Equipment Cost	Rp11.358.671.978.040
Delivered Equipment Cost	Rp2.839.667.994.510
Instalasi cost	Rp4.884.228.950.557
Pemipaan	Rp9.768.457.901.114
Instrumentasi	Rp3.407.601.593.412
Insulasi	Rp908.693.758.243
Listrik	Rp1.703.800.796.706
Bangunan	Rp46.691.592.500
Land & Yard Improvement	Rp1.920.000.000
Total	Rp34.919.734.565.082

Tabel *Direct Plant Cost* (DPC)

Tabel 52. Direct Plant Cost (DPC)

Tipe of Capital Investment	Biaya (Rp)
Engineering & Constrution	Rp6.983.946.913.016
DPC	Rp41.903.681.478.099

Tabel 53. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital	Biaya (Rp)
Direct Plant Cost	Rp41.903.681.478.099
Contractor's fee	Rp4.190.368.147.810
Contingency	Rp10.475.920.369.525
Jumlah	Rp56.569.969.995.433

b. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.3.2 Total Production Cost

a. *Manufacturing Cost*

Biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan proses pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton, *manufacturing cost* meliputi :

1. *Direct Manufacturing Cost*

Biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dalam proses pembuatan suatu produk.

Tabel 54. Direct Manufacturing cost

Tipe of Manufacturing	Biaya (Rp)
Raw Material Cost	Rp0
Labor Cost	Rp27.320.400.000
Supervisor Cost	Rp4.098.060.000
Maintenance Cost	Rp2.828.498.499.772
Plant Supplies Cost	Rp424.274.774.966
Royalty and Patents Cost	Rp1.511.612.912.880
Utilities Cost	Rp84.924.993.285
Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp4.880.729.640.902

2. Fixed Manufacturing Cost

Biaya pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi suatu pabrik.

Tabel 55. Fixed manufacturing cost

Tipe of Manufacturing	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	Rp5.464.080.000
<i>Laboratory</i>	Rp5.464.080.000
<i>Plant Overhead</i>	Rp16.392.240.000
<i>Packaging</i>	Rp17.635.483.983.600
<i>Shipping</i>	Rp503.870.970.960
Total	Rp18.166.675.354.560

3. Indirect Manufacturing Cost

Biaya pengeluaran yang bersifat tetap, tidak dipengaruhi oleh tingkat produksi dan waktu atau pengeluaran ketika pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi.

Tabel 56. Indirect manufacturing cost

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	Rp4.525.597.599.635
<i>Property taxes</i>	Rp1.131.399.399.909
<i>Insurance</i>	Rp565.699.699.954
<i>Total</i>	Rp6.222.696.699.498

b. General Expenses

General expenses atau pengeluaran umum merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*. Pengeluaran ini dibutuhkan untuk mendukung kelancaran jalannya kegiatan perusahaan di luar proses produksi.

Tabel 57. General Expenses

Type of Expenses	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	Rp1.463.505.084.748
<i>Sales Expense</i>	Rp878.103.050.849
<i>Research</i>	Rp819.562.847.459
<i>Finance</i>	Rp2.708.063.792.591
<i>Total</i>	Rp5.869.234.775.646

Tabel 58. General expenses (lanjutan)

Type of Expenses	Biaya (Rp)
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp29.270.101.694.960
<i>General Expenses (GE)</i>	Rp5.869.234.775.646
Total Biaya Produksi	Rp35.139.336.470.606

6.4 Analisa Kelayakan

Analisis atau evaluasi kelayakan suatu perancangan pabrik dilakukan untuk mengetahui tingkat keuntungan yang dapat diperoleh. Penilaian ini menggunakan beberapa parameter ekonomi utama yang menggambarkan besarnya laba, efisiensi pengembalian modal, serta kemampuan pabrik untuk tetap beroperasi pada kondisi pasar yang kurang menguntungkan. Adapun parameter yang digunakan dalam analisis tersebut adalah sebagai berikut:

6.4.1 Return On Investment (ROI)

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

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

Dari hasil perhitungan, diperoleh :

- ROI sebelum pajak: 26,95%
- ROI setelah pajak : 20,22

Berdasarkan hasil analisis risiko, pabrik ini tergolong dalam kategori high risk, sehingga parameter evaluasi kelayakan ekonomi yang digunakan mengacu pada standar untuk proyek pabrik kimia dengan tingkat risiko tinggi. Menurut Aries & Newton, nilai minimum Return on Investment (ROI) sebelum pajak yang dapat diterima untuk pabrik dengan kategori high risk adalah sebesar 44%. Hasil perhitungan menunjukkan bahwa nilai ROI sebelum pajak sebesar 26,95% dan ROI setelah pajak sebesar 20,22%. Nilai ROI sebelum pajak yang diperoleh masih berada di bawah batas minimum yang disyaratkan, sehingga tingkat pengembalian investasi yang dihasilkan belum memenuhi kriteria kelayakan ekonomi untuk proyek dengan tingkat risiko tinggi. Dengan demikian, berdasarkan parameter ROI, proyek pabrik ini belum layak secara finansial dan kurang menarik untuk direalisasikan tanpa adanya upaya peningkatan profitabilitas atau pengurangan risiko investasi.

6.4.2 Pay Out Time (POT)

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

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

Dari hasil perhitungan, diperoleh :

- POT sebelum pajak: 2,9 tahun
- POT setelah pajak : 3,5 tahun

Berdasarkan kriteria kelayakan ekonomi untuk industri kimia dengan tingkat high risk, nilai maksimum Pay Out Time (POT) yang dapat diterima sebelum pajak adalah sekitar 2 tahun. Hasil perhitungan pada proyek ini menunjukkan bahwa nilai POT sebelum pajak sebesar 2,9 tahun, sedangkan POT setelah pajak sebesar 3,5 tahun. Nilai POT sebelum pajak yang diperoleh lebih besar dibandingkan batas maksimum yang disyaratkan untuk proyek dengan kategori risiko tinggi. Hal ini menunjukkan bahwa waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal investasi relatif lebih lama dari yang diharapkan.

6.4.3 Break Even Point (BEP)

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

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada kapasitas produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada kapasitas produksi maksimum

Va : *Annual Variable Cost* pada kapasitas produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada kapasitas produksi maksimum

Nilai BEP proyek ini sebesar 44,33%, yang masih dalam rentang ideal untuk pabrik kimia yaitu 40%–60%. Ini berarti pabrik masih dapat menutupi seluruh biaya operasionalnya bahkan jika hanya memproduksi sedikit lebih dari setengah kapasitas maksimum. Hal ini menandakan fleksibilitas dan daya tahan pabrik terhadap fluktuasi permintaan.

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

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

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

Dari analisis diperoleh $SDP = 21,62$

6.4.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

DCFRR memperhitungkan nilai waktu uang (*time value of money*) dan digunakan untuk mengevaluasi kelayakan proyek berdasarkan arus kas yang didiskon ke saat ini. Adapun persamaan dasar untuk menghitung DCFRR adalah mencari tingkat diskonto (discount rate, biasanya dilambangkan sebagai i) yang memenuhi persamaan berikut:

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

Dimana :

n : Umur Pabrik

CF : *Cash Flow* setelah Pajak

FC : Keuntungan setelah Pajak

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value* (10%FCI)

i : *Interest/Discounted Cash Flow*

Dari analisis diperoleh $DCFRR = 19,24\%$

Sebagai tolak ukur, digunakan 1,5 kali suku bunga acuan Bank Indonesia (BI-Rate). Berdasarkan hasil Rapat Dewan Gubernur BI pada 20-21 Mei 2026, suku bunga ditetapkan sebesar 4,75%. Maka:

$$DCFRR_{\text{minimum}} = 1,5 \times 4,75\% = 7,125\%$$

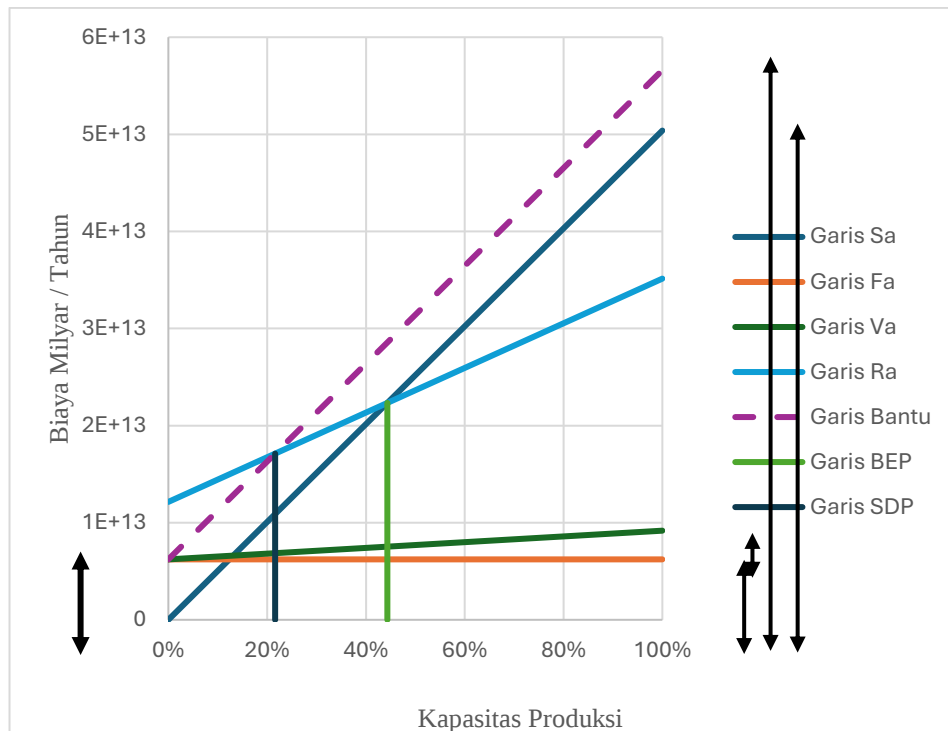
$$DCFRR > DCFRR_{\text{minimum}}$$

$$19,24\% > 7,125\%$$

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

6.5 Hasil Evaluasi Ekonomi

Grafik evaluasi ekonomi di bawah menggambarkan hubungan antara kapasitas produksi (dalam persentase) terhadap harga atau biaya (dalam miliar rupiah). Beberapa kurva penting yang ditampilkan meliputi biaya tetap (F_a), biaya variabel (V_a), total biaya (R_a), pendapatan dari penjualan (S_a), serta dua indikator kelayakan ekonomi, yaitu *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP). Grafik ini membantu menggambarkan secara visual sejauh mana pabrik dapat beroperasi dengan aman secara finansial.



Gambar 7. Kapasitas Produksi vs Biaya/tahun

Garis penjualan (Sa) menunjukkan peningkatan linier dari titik nol hingga mencapai Rp50,39 triliun pada kapasitas 100%, yang mengindikasikan harga jual produk konstan di semua tingkat kapasitas. Berdasarkan grafik BEP yang ditampilkan, dapat disimpulkan bahwa garis penjualan (Sa) meningkat secara linier seiring bertambahnya kapasitas produksi, sedangkan biaya tetap (Fa) tetap konstan pada semua tingkat kapasitas. Biaya variabel (Va) dan biaya total (Ra) mengalami peningkatan seiring kenaikan kapasitas produksi, yang menunjukkan bahwa semakin besar jumlah produk yang dihasilkan maka semakin besar pula biaya operasional yang diperlukan. Titik Break Even Point (BEP) diperoleh pada kapasitas sekitar 44%, yaitu pada saat total pendapatan sama dengan total biaya sehingga perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Nilai BEP yang berada di bawah 50% menunjukkan bahwa pabrik tidak perlu beroperasi pada kapasitas penuh untuk mencapai kondisi impas, sehingga kondisi ini dapat dikategorikan cukup baik dari sisi ekonomi.

Sementara itu, Shut Down Point (SDP) berada pada kapasitas sekitar 22%, yang menunjukkan batas minimum kapasitas operasi agar pendapatan masih

mampu menutupi biaya variabel. Apabila kapasitas operasi turun di bawah nilai tersebut, pabrik akan lebih menguntungkan jika menghentikan operasi sementara karena tidak mampu menutupi biaya operasional variabel. Pada kapasitas produksi maksimum (100%), selisih antara garis penjualan dan total biaya terlihat cukup besar, yang menunjukkan adanya potensi keuntungan yang tinggi ketika pabrik beroperasi mendekati kapasitas desainnya. Dengan nilai BEP yang relatif rendah dan SDP yang cukup jauh di bawah kapasitas operasi normal, pabrik memiliki tingkat fleksibilitas yang baik dalam menghadapi fluktuasi pasar maupun perubahan permintaan produk. Secara keseluruhan, berdasarkan analisis grafik BEP dan SDP, pabrik menunjukkan prospek operasional yang cukup baik karena mampu mencapai titik impas pada kapasitas yang relatif rendah serta masih dapat bertahan beroperasi pada kondisi penurunan kapasitas produksi yang cukup signifikan.

6.5 Perbandingan Harga Jual CO₂ dengan Proses Amina (MEA)

Untuk mengetahui daya saing produk, harga jual karbon dioksida pada pabrik ini dibandingkan dengan biaya penangkapan CO₂ menggunakan teknologi absorpsi amina (MEA). Berdasarkan berbagai literatur, biaya penangkapan CO₂ dengan proses MEA berada pada kisaran US\$40–80 per ton CO₂ atau sekitar Rp660.000–1.320.000 per ton CO₂ (kurs Rp16.500/US\$). Nilai tersebut hanya mencakup biaya penangkapan (capture cost) dan belum termasuk biaya pemurnian, kompresi, penyimpanan, maupun distribusi.

Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, harga jual minimum CO₂ pada prarancangan ini adalah Rp6.245.750 per ton. Nilai tersebut masih lebih tinggi dibandingkan biaya penangkapan CO₂ menggunakan proses MEA maupun harga CO₂ komersial di pasaran. Oleh karena itu, diperlukan optimasi proses dan penurunan biaya produksi agar produk yang dihasilkan memiliki daya saing yang lebih baik.

BAB VII

KESIMPULAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis teknis, perancangan proses, dan evaluasi operasional yang telah dilakukan dalam "Pra Rancangan Pabrik Karbon Dioksida dari Flue Gas dengan Kapasitas 11,5 Juta Ton/Tahun", maka dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas dan Bahan Baku

Pabrik ini dirancang dengan kapasitas produksi sebesar 11,5 juta ton CO₂ per tahun. Bahan baku utama yang digunakan berupa *flue gas* yang diperoleh secara kontinu dari PLTU Cilacap dengan laju alir sebesar 1.518,39 Nm³/detik dan kandungan CO₂ sebesar 12,1% (v/v). Hal ini sekaligus menjadi solusi lingkungan dalam mereduksi emisi gas rumah kaca melalui konsep *Carbon Capture and Utilization* (CCU).

2. Spesifikasi Proses dan Teknologi

Proses penangkapan CO₂ dilakukan dengan menggunakan metode absorpsi kimia yang memanfaatkan kalium hidroksida (KOH) sebagai pelarut/absorben terpilih karena efisiensinya yang tinggi, stabilitas kimianya yang sangat baik, serta integrasinya yang optimal dengan siklus regenerasi. Tahapan proses utama meliputi:

- Tahap penyerapan CO₂ dalam kolom absorber (*packed tower*) membentuk kalium karbonat.
- Tahap reaksi kaustisasi di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) menggunakan kalsium hidroksida untuk meregenerasi kembali larutan KOH.
- Tahap kalsinasi di dalam *calciner* (*rotary kiln*) pada suhu tinggi (900°C) untuk mendekomposisi kalsium karbonat menjadi produk utama gas CO₂ berkemurnian tinggi serta kalsium oksida.
- Tahap regenerasi kalsium hidroksida menggunakan *steam slaker*.

- Tahap pemurnian dan penanganan produk akhir CO₂ berupa cairan bertekanan.

3. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

- Secara termodinamika, reaksi kaustisasi utama bersifat eksotermis dengan nilai perubahan entalpi standar (ΔH°_r) sebesar -34,6 kJ/mol. Reaksi tetap dapat berlangsung secara spontan ke arah produk mengikuti prinsip Le Chatelier akibat pembentukan endapan CaCO₃ yang kelarutannya sangat rendah.
- Secara kinetika, reaksi kaustisasi merupakan reaksi heterogen orde satu semu terhadap kalium karbonat dengan konstanta laju reaksi maju pada suhu operasi 90°C sebesar $3,74 \times 10^{-3}$.

4. Lokasi dan Tata Letak Pabrik

Pabrik Karbon Dioksida cair ini direncanakan akan didirikan di kawasan PLTU Cilacap, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah. Pemilihan lokasi didasarkan pada kedekatan dengan sumber bahan baku (*flue gas*), ketersediaan fasilitas utilitas industri, serta kemudahan sarana transportasi darat dan laut untuk distribusi produk. Tata letak alat proses disusun secara *counter-current* dan berurutan demi efisiensi perpipaan, aspek keselamatan kerja (*safety*), kemudahan pemeliharaan (*maintenance*), serta fleksibilitas perluasan area pabrik di masa mendatang.

Pada harga jual produk sebesar Rp50,39 triliun per tahun, pabrik mampu menghasilkan keuntungan sekitar Rp15,25 triliun per tahun. Parameter ekonomi yang diperoleh meliputi ROI sebelum pajak 26,95%, POT sebelum pajak 2,9 tahun, BEP 44,33%, SDP 21,62%, dan DCFRR 19,24%.

5. Evaluasi Ekonomi

Pada harga jual produk Rp6.245.750,00/ton didapat penjualan produk sebesar Rp50,39 triliun per tahun, pabrik mampu menghasilkan keuntungan sekitar Rp15,25 triliun per tahun. Parameter ekonomi yang diperoleh meliputi ROI sebelum pajak 26,95%, POT sebelum pajak 2,9 tahun, BEP 44,33%, SDP 21,62%, dan DCFRR 19,24%.

- a. Return on Investment (ROI)
ROI sebelum pajak = 26,95%
ROI sesudah pajak = 20,22%
Syarat minimum ROI sebelum pajak untuk pabrik kategori *high risk* = 44%
- b. Pay Out Time (POT)
POT sebelum pajak = 2,9 tahun
POT sesudah pajak = 3,5 tahun
Syarat maksimum POT sebelum pajak = 2 tahun
- c. Break Even Point (BEP)
BEP diperoleh = 44,33%
- d. Shut Down Point (SDP)
SDP diperoleh = 21,62%
- e. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)
DCFRR diperoleh = 19,24%

Syarat minimum DCFRR yang harus dipenuhi adalah 1,5 kali suku bunga pinjaman bank. Dengan asumsi suku bunga bank sebesar 4,75%, maka:

$$\text{DCFRR minimum} = 1,5 \times 4,75\% = 7,125\%$$

6. Organisasi Perusahaan dan Sumber Daya Manusia

Bentuk perusahaan dirancang sebagai Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem struktur organisasi Garis dan Staf (*Line and Staff Organization*) demi efisiensi manajemen dan kelancaran investasi. Pabrik diproyeksikan beroperasi secara kontinu selama 330 hari/tahun (24 jam per hari) dengan pembagian kerja menggunakan sistem *shift* (3 shift per hari) untuk karyawan produksi/operasional

dan *non-shift* untuk karyawan administrasi. Kebutuhan sumber daya manusia telah diperinci mencakup jajaran direksi, kepala bagian, kepala seksi, staf ahli, hingga total operator proses dan utilitas untuk menjamin kestabilan produksi secara profesional.

7. Perbandingan Harga Jual CO₂ dengan Teknologi Absorpsi Amina (MEA).

Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi serta perbandingan dengan teknologi penangkapan CO₂ berbasis amina (MEA), pabrik karbon dioksida ini dinilai kurang layak untuk didirikan. Meskipun biaya penangkapan CO₂ menggunakan proses MEA relatif lebih rendah, produk yang dihasilkan pada prarancangan ini merupakan CO₂ dengan kemurnian tinggi yang memiliki nilai jual lebih besar. Dengan harga jual sebesar Rp6.245.750 per ton diperoleh laba sekitar Rp15,25 triliun per tahun, ROI sebelum pajak sebesar 26,95%, POT sebelum pajak 2,9 tahun, BEP 44,33%, dan DCFRR 19,24%, sehingga secara ekonomi proyek masih memberikan keuntungan dan layak untuk direalisasikan.

7.2 Saran

Berdasarkan hasil evaluasi teknis, operasional, dan analisis kelayakan ekonomi yang telah diselesaikan pada prarancangan pabrik Karbon Dioksida dari *flue gas* ini, beberapa saran yang dapat diberikan untuk pengembangan dan penelitian lebih lanjut adalah sebagai berikut:

1. Penerapan Sistem Integrasi Panas (*Heat Integration*) Proses kalsinasi di dalam *calciner* memerlukan konsumsi energi yang sangat besar karena harus beroperasi pada suhu tinggi (900°C). Oleh karena itu, untuk penelitian atau perancangan tahap lanjut, disarankan menerapkan analisis *pinch technology* guna mengintegrasikan energi panas dari arus gas buang (*flue gas*) atau arus keluaran reaktor untuk memanaskan awal (*pre-heating*) arus masuk, sehingga dapat lebih menekan biaya utilitas bahan bakar.
2. Studi Fleksibilitas dan Mitigasi Fluktuasi Pasokan Bahan Baku Pasokan bahan baku *flue gas* sangat bergantung pada kontinuitas dan kestabilan operasional PLTU Cilacap selaku penyedia utama. Disarankan untuk melakukan studi mitigasi risiko operasional apabila terjadi penurunan beban (*turndown*) atau masa pemeliharaan (*maintenance shutdown*) pada PLTU, misalnya dengan

mengkaji penyediaan sistem penyimpanan sementara (*buffer storage*) untuk menjaga kontinuitas produksi CO₂ cair di pabrik.

3. Peningkatan Spesifikasi Kemurnian Produk (*Food Grade*) Guna meningkatkan nilai jual produk dan memperluas pangsa pasar, disarankan untuk melakukan kajian lebih mendalam pada unit pemurnian gas CO₂ agar produk akhir yang dihasilkan tidak hanya memenuhi standar industri umum, melainkan dapat mencapai tingkat kemurnian *food grade* (>99,9%). Hal ini akan membuka peluang masuk ke segmen industri makanan, minuman berkarbonasi, dan farmasi yang memiliki profitabilitas lebih tinggi.
4. Kajian Dampak Lingkungan dan Pemanfaatan *Carbon Credit* Mengingat pabrik ini berfungsi mereduksi emisi gas rumah kaca secara signifikan melalui konsep *Carbon Capture and Utilization* (CCU), disarankan untuk melakukan studi kelayakan mengenai potensi perolehan insentif finansial melalui skema nilai ekonomi karbon (*carbon pricing*) atau kredit karbon (*carbon credit*) internasional. Hal ini dapat menjadi sumber pendapatan tambahan yang akan semakin memperkuat stabilitas finansial pabrik.
5. Pemanfaatan Sampingan Kalsium Karbonat Industri Perlu dikaji lebih lanjut potensi pengolahan atau penjualan kembali padatan berbasis kalsium yang terbentuk selama siklus antara proses absorpsi dan kaustisasi ke industri semen atau konstruksi di sekitar wilayah Cilacap, guna mewujudkan konsep *zero-waste* yang ramah lingkungan dan meningkatkan nilai ekonomis sirkular pabrik.

Daftar Pustaka

- Borhani, T. N. G., Azarpour, A., Akbari, V., Alwi, S. R. W., & Manan, Z. A. (2015). Carbon dioxide capture with potassium carbonate solutions: A state-of-the-art review. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 41, 142–162.
- Kohl, A. L., & Nielsen, R. B. (1997). *Gas Purification* (5th ed.). Houston: Gulf Publishing Company.
- Wilcox, J. (2012). *Carbon Capture*. New York: Springer.
- Aresta, M., Dibenedetto, A., & Angelini, A. (2014). The changing paradigm in CO₂ utilization. *Journal of CO₂ Utilization*, 3–4, 65–73.
- Boot-Handford, M. E., Abanades, J. C., Anthony, E. J., Blunt, M. J., Brandani, S., Mac Dowell, N., Fernández, J. R., Ferrari, M. C., Gross, R., Hallett, J. P., Haszeldine, R. S., Heptonstall, P., Lyngfelt, A., Makuch, Z., Mangano, E., Porter, R. T. J., Pourkashanian, M., Rochelle, G. T., Shah, N., ... Fennell, P. S. (2014). *Carbon capture and storage update*. *Energy & Environmental Science*, 7(1), 130–189.
- Boot-Handford, M. E., Abanades, J. C., Anthony, E. J., et al. (2014). Carbon capture and storage update. *Energy & Environmental Science*, 7(1), 130–189.
- Borhani, T. N. G., Azarpour, A., Akbari, V., Alwi, S. R. W., & Manan, Z. A. (2015). *CO₂ capture with potassium carbonate solutions: A state-of-the-art review*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 41, 142–162.
- Boynton, R. S. (1980). *Chemistry and Technology of Lime and Limestone* (2nd ed.). New York: John Wiley & Sons.
- Chase, M. W. (1998). *NIST-JANAF Thermochemical Tables* (4th ed.). Journal of Physical and Chemical Reference Data, Monograph 9. National Institute of Standards and Technology.
- Dotson, B. E., & Krishnagopalan, A. (1990). *Causticizing Reaction Kinetics*. TAPPI Pulping Conference Proceedings, 235–240.
- Green, D. W., & Southard, M. Z. (2019). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (9th ed.). New York: McGraw-Hill Education.
- Hu, G., Nicholas, N. J., Smith, K. H., Mumford, K. A., Kentish, S. E., & Stevens, G. W. (2016). *Carbon dioxide absorption into promoted potassium*

carbonate solutions: A review. International Journal of Greenhouse Gas Control, 53, 28–40.

Keith, D. W., Ha-Duong, M., & Stolaroff, J. K. (2006). Climate strategy with CO₂ capture from the air. *Climatic Change*, 74(1–3), 17–45.

Lackner, K. S., Brennan, S., Matter, J. M., Park, A. H. A., Wright, A., & van der Zwaan, B. (2012). The urgency of the development of CO₂ capture from ambient air. *Proceedings of the National Academy of Sciences*, 109(33), 13156–13162.

Manganaro, J. L., & Lawal, A. (2022). Carbon dioxide utilization and applications: A review. *Carbon Capture Science & Technology*, 4, 100059.

Oates, J. A. H. (1998). *Lime and Limestone: Chemistry and Technology, Production and Uses*. Weinheim: Wiley-VCH.

Songolzadeh, M., Soleimani, M., Takht Ravanchi, M., & Songolzadeh, R. (2014). Carbon dioxide separation from flue gases: A technological review emphasizing reduction in greenhouse gas emissions. *The Scientific World Journal*, 2014, 828131.

Stanmore, B. R., & Gilot, P. (2005). Review—Calcination and carbonation of limestone during thermal cycling for CO₂ sequestration. *Fuel Processing Technology*, 86(16), 1707–1743.

Wilcox, J. (2012). *Carbon Capture*. Springer.

Boot-Handford, M. E., Abanades, J. C., Anthony, E. J., Blunt, M. J., Brandani, S., Mac Dowell, N., Fernández, J. R., Ferrari, M. C., Gross, R., Hallett, J. P., Haszeldine, R. S., Heptonstall, P., Lyngfelt, A., Makuch, Z., Mangano, E., Porter, R. T. J., & Shah, N. (2014). Carbon capture and storage update. *Energy and Environmental Science*, 7(1), 130–189.

Ghavamipour, M., et al. (2024). Post-combustion CO₂ capturing by KOH solution: An experimental and statistical optimization modeling study. *Process Safety and Environmental Protection*.

Grand View Research. (2025). *Carbon Dioxide Market Size, Share & Trends Analysis Report (2026–2033)*.

Fortune Business Insights. (2024). *Carbon Dioxide Market Size, Share & Industry Analysis, 2024–2032*.

Istiyanie, E., & Altway, A. (2016). Penangkapan CO₂ dengan menggunakan pelarut kalium karbonat berpromotor asam borat. *Lemigas Scientific Journal*.

Luis, P. (2016). Membrane-based technologies for post-combustion CO₂ capture from flue gases. *Membranes*, 6(2), 1–31.

Rochelle, G. T. (2009). Amine scrubbing for CO₂ capture. *Science*, 325(5948), 1652–1654.

Song, C., Liu, Q., Ji, N., Deng, S., Zhao, J., Li, Y., & Song, Y. (2012). Capturing CO₂ from flue gas using regenerable alkali metal-based sorbent. *Progress in Energy and Combustion Science*, 38(5), 599–629.

Wang, M., Lawal, A., Stephenson, P., Sidders, J., & Ramshaw, C. (2021). Post-combustion CO₂ capture with chemical absorption: A state-of-the-art review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 41, 871–896.

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR

PERANCANGAN REAKTOR (R-01)

Jenis : *Continuous Stirred Tank Reactor*

Fungsi : Mereaksikan larutan K_2CO_3 dengan $Ca(OH)_2$ untuk menghasilkan endapan $CaCO_3$ sebagai umpan ke unit kalsinasi serta meregenerasi larutan KOH yang dikembalikan ke absorber.

Kondisi operasi :

- Suhu : $90\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Tekanan : 1 atm
- Konversi : 90%

Reaksi yang terjadi didalam reaktor :



1. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

Sistem reaksi slurry (padat–cair), di mana reaksi antara K_2CO_3 dan $Ca(OH)_2$ menghasilkan endapan $CaCO_3$, sehingga diperlukan pengadukan kontinu untuk menjaga partikel padat tetap tersuspensi dan mencegah pengendapan di dalam reaktor.

2. Dasar Pemilihan Jaket Pendingin

Luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan dengan luas selimut reaktor.

3. Dasar pemilihan Pengaduk

Menentukan jenis pengaduk dilihat berdasarkan nilai viskositas cairan yang diaduk dan volume cairan yang diaduk.

4. Neraca Massa Reaktor

Tabel 1. Perhitungan neraca massa reaktor

Umpan masuk :

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
K_2CO_3 (0,5 M)	138	3769972,602	27318,642
$Ca(OH)_2$	74	1819421,559	24586,7778
$CaCO_3$	100	50177,098	501,771
CaO	56	28099,175	501,771

Umpan Keluar :

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
K ₂ CO ₃ (0,5 M)	138	376997,260	2731,864
KOH	56	2753719,118	49173,556
CaCO ₃	100	2508854,882	25088,549
CaO	56	28099,175	501,771

5. Laju alir volumetrik

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam	ρ (Kg/m ³)	Fv(m ³ /Jam)
K ₂ CO ₃	138	56822775,5	2731,864	1040	54637,284
Ca(OH) ₂	74	1819421,559	24586,778	2211	822,895
CaCO ₃	100	50177,098	501,771	2711	18,509
CaO	56	28099,175	501,771	3322	8,464
Total		5667670,434	52908,962	9282,000	55487,152

6. Menghitung waktu tinggal

7. Menghitung volume reaktor

Perancangan reaktor ini dengan memilih over design sebesar 20% dan jumlah reaktor 20 paralel, sehingga volume reaktor menjadi:

volume cairan = waktu tinggal x laju alir

volume cairan = 50,392 x 46239,293 L/menit

volume cairan = 2330087,568 L

= 2796,105 m³

8. Menghitung diameter dan tinggi tangki

Diameter tangka (D_t)

Volume tangki = $\frac{1}{4} \times \pi \times D_t \times H$

Dimana:

$H = (3/2) \times D_t$

$H = (1/4) \times D_t$

$V_t = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t \times (3/2 \times D_t)$

$D_t = \left(\frac{8 \times V_t}{3 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$

$$D_t = \left(\frac{8 \times 2796,105 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_t = 13,337 \text{ m}$$

Tinggi tangka H

$$H_s = 3/2 D_t$$

$$H_s = 3/2 \times 13,337 \text{ m}$$

$$H_s = 20,006 \text{ m}$$

9. Menghitung tinggi cairan

$$\text{Volume cairan} = 2330,09 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume di bottom head} = V_b = \frac{\pi D^3}{24}$$

$$= 310,67 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume yang berada di silinder} = 2019,41 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan (Hc)} = h_{\text{cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$= 14,45 \text{ m}$$

$$\text{Ditambah tinggi bottom} = 17,78 \text{ m}$$

Menghitung tekanan desain

Keterangan :

$$\rho \text{ Hidrostatik} = \rho h g$$

$$= 1,049 \text{ kg/m}^3 \times 17,78 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 91,367 \text{ Pa} = 0,013 \text{ psi}$$

$$\rho \text{ Operasi} = 14,696 \text{ psi}$$

$$\rho \text{ desain} = \rho \text{ Hidrostatik} + \rho \text{ Operasi} \times 20\%$$

$$= (0,013 \text{ psi} + 14,696 \text{ psi}) \times 20\% = 17,651 \text{ psi}$$

10. Menghitung tebal reaktor

Bahan yang rencana dipakai *Stainless Steel* dimana :

$$\text{Join Efficiency (E)} = 0,8$$

$$\text{Allowable Stress (S)} = 18,750$$

$$\text{Corrosion Allowance (C}_A\text{)} = 0,125 \text{ in}$$

$$r = 68,216 \text{ in}$$

$$\rho \text{ desain} = 14,699 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangka

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

$$t_s = \frac{17,651 \text{ psi} \times 68,216 \text{ in}}{18,750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,651 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \times 20 \text{ tahun}$$

$$t_s = 2,580 \text{ in}$$

$$\text{ID shell} = D$$

$$= 525,088 \text{ in}$$

$$\text{OD shell} = \text{ID} + 2t$$

$$= 525,088 \text{ in} + 2 \times 2,567 \text{ in}$$

$$= 530,249 \text{ in}$$

Maka :

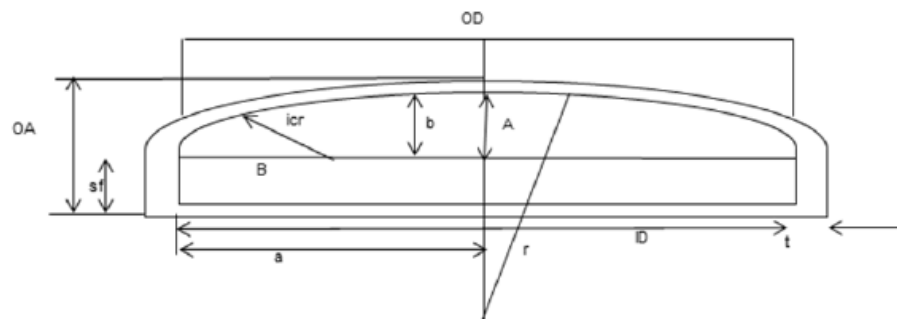
$$r = 6,6731 \text{ m}$$

$$\text{Radius sudut dalam, } i_{cr} = 0,213 \text{ m}$$

$$\text{Straight flange, } s_f = 0,038 \text{ m}$$

11. Perancangan dimensi head

Jenis head yang dipilih bentuk *torispherical flanged and dished head*. Karena cocok digunakan untuk tangka dengan tekanan operasi mencapai 15 bar dan harganya cukup ekonomis.



$$\text{Dimensi keseluruhan (OA)} = t_s + b + s_f$$

$$\text{Radius dalam (a)} = \frac{D}{2}$$

$$= \frac{13,337 \text{ m}}{2} = 6,669 \text{ m}$$

$$AB = a - i_{cr}$$

$$= 6,731 \text{ m} - 0,213 \text{ m} = 6,456 \text{ m}$$

$$BC = r - i_{cr}$$

$$= 6,731 \text{ m} - 0,213 \text{ m} = 6,518 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{6,518 \text{ m}^2 - 6,456 \text{ m}^2} = 6,337 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 6,731 \text{ m} - 6,337 \text{ m} = 0,394 \text{ m}$$

$$OA = t_s + b + sf$$

$$= 0,066 \text{ m} + 0,394 \text{ m} + 0,038 \text{ m} = 0,498 \text{ m}$$

12. Menghitung tinggi keseluruhan reaktor

$$\text{Tinggi keseluruhan reaktor (H)} = H_s + (2 \times OA)$$

$$= 20,006 \text{ m} + (2 \times 0,498 \text{ m}) = 21,001 \text{ m}$$

13. Menghitung spesifikasi pengaduk

Diameter pengaduk (D_a)

$$D_a = 0,3 (D_t)$$

$$= 0,3 \times 13,337 \text{ m} = 4,001 \text{ m}$$

Tinggi efektif tiang pengaduk (H)

$$H = D_t$$

$$= 13,337 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangka (C)

$$C = \frac{1}{3} D_t$$

$$C = \frac{1}{3} \times 13,337 \text{ m} = 4,446 \text{ m}$$

Lebar pengaduk (W)

$$W = \frac{1}{5} D_a$$

$$= \frac{1}{5} \times 4,001 \text{ m} = 0,800 \text{ m}$$

Panjang daun pengaduk (L)

$$L = \frac{1}{4} D_a$$

$$L = \frac{1}{4} \times 4,001 \text{ m} = 1,000 \text{ m}$$

Lebar *baffle* (J), dimana jumlah *baffle* yang digunakan yaitu 4 unit

$$J = \frac{1}{12} D_t$$

$$J = \frac{1}{12} \times 13,337 \text{ m} = 1,111 \text{ m}$$

Kecepatan pengaduk

$$WELH = H_c \times S_g$$

$$= 8,890 \text{ m} \times 1,25 = 11,113 \text{ m}$$

$$N = \frac{600}{\pi D a} \sqrt{\frac{WELH}{2Da}}$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 4,001 \text{ m}} \sqrt{\frac{11,113 \text{ m}}{2 \times 4,001 \text{ m}}}$$

$$= 56,253 \text{ rpm}$$

14. Menentukan tebal jacket

Perencanaan *jacket* berdasarkan (Brownell young, 1959)

Ditetapkan jarak *jacket* = 5/8 in

Diameter luar reaktor (OD) = 530,249 in

Diameter dalam *jacket* (IDj) = diameter luar reaktor + jarak *jacket*
 $= 530.249 \text{ in} + 5/8 \text{ in}$
 $= 530,874 \text{ in}$

Tebal *jacket* bahan yang dipakai *carbon steel SA 283 grade C*

Dimana,

Umur alat = 20 tahun

Diameter dalam jacket (D) = 530,249 in

Tekanan desain (P) = 17,651 psi

Working stress yang diizinkan (S) = 18,750 psi

Effisiensi pengelasan (E) = 0,8

Korosi yang diizinkan (C_A) = 0,125

$$t_j = \frac{P \times D}{2 S E - 0,2 P} + C_A \times \text{umur alat}$$

$$t_j = \frac{17,651 \text{ psi} \times 530,874 \text{ in}}{2 \times 18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 17,651 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in/tahun} \times 20 \text{ tahun}$$

15. Perancangan jaket pendingin

Jenis pendingin : jaket pendingin

Media pendingin : air

a. dT_{lmtd}

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

reaktor	90	C
air masuk	25	C
air keluar	50	C
dT1	65	C
dT2	40	C

$$dT_{lmt} = 51,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

b. Luas transfer massa

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{lm}}$$

$$U = 500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$A = 729,8 \text{ m}^2$$

c. Cek apakah full jaket cukup

$$A_s = \pi D H$$

$$A_s = 1120,65 \text{ (Cukup)}$$

d. Tebal jaket

$$t_j = \frac{PR}{SE - 0,6P} + CA$$

di mana t = tebal shell (mm)

P = tekanan desain 3 atm 0,3 Mpa

R = jari-jari dalam (mm) 6,758769 m 6758,769 mm

S = allowable stress material

(MPa) 18750 psi 129,2768 Mpa

E = efisiensi sambungan las 0,85

CA = corrosion allowance

(mm) 3 mm

tj 21,4825334 mm 0,02148253 m

LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*
(PEFD)

[illegible][illegible]

Keterangan					
R	Reaktor		Nomor Arus	FC	Flow Control
ABS	Absorber		Tekanan	LC	Level Control
RK	Rotary Kiln		Suhu	TC	Temperature Control
SK	Slaker		Arus Proses	LI	Level Indicator
RC	Rotary Cooler		Arus Backup		
E	Evaporator		Control Valve		
T	Tanki		Sinyal Pneumatic		
P	Pompa		Sinyal Elektrik		
F	Filter				
EB	Elevator Bucket				
WHRB	Waste Heat Recovery Boiler				

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA 2026
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DIOKSIDA DARI FLUE GAS DENGAN KAPASITAS 11,2 TON/TAHUN	
Dissuain Oleh : Toto Wiranto Jackson Susanto	2521050 2521049
Dosen Pembimbing : Muhammad Arif Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.	