

**PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI
METANA DAN BELERANG
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Annisa Rahmadini

NIM : 16521186

Nama : Tri Ratna Maya Dewi

NIM : 16521188

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

2019/2020

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI
METANA DAN BELERANG
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Annisa Rahmadini

Nama: Tri Ratna Maya Dewi

NIM : 16521186

NIM : 16521188

Yogyakarta, 8 September 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil pemikiran asli kami sendiri serta arahan dari Dosen Pembimbing dan Penguji yang dituliskan sesuai kaidah ilmiah. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Annisa Rahmadini



Tri Ratna Maya Dewi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI
METANA DAN BELERANG
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Annisa Rahmadini

Nama : Tri Ratna Maya Dewi

NIM : 16521186

NIM : 16521188

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

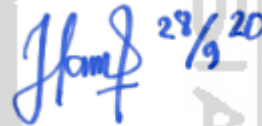
Yogyakarta, 18 September 2020

Tim Penguji:

Ir. Agus Taufiq, M.Sc
Ketua



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



Achmad Chafidz M S, S.T., M.Sc.
Anggota II



Mengetahui:

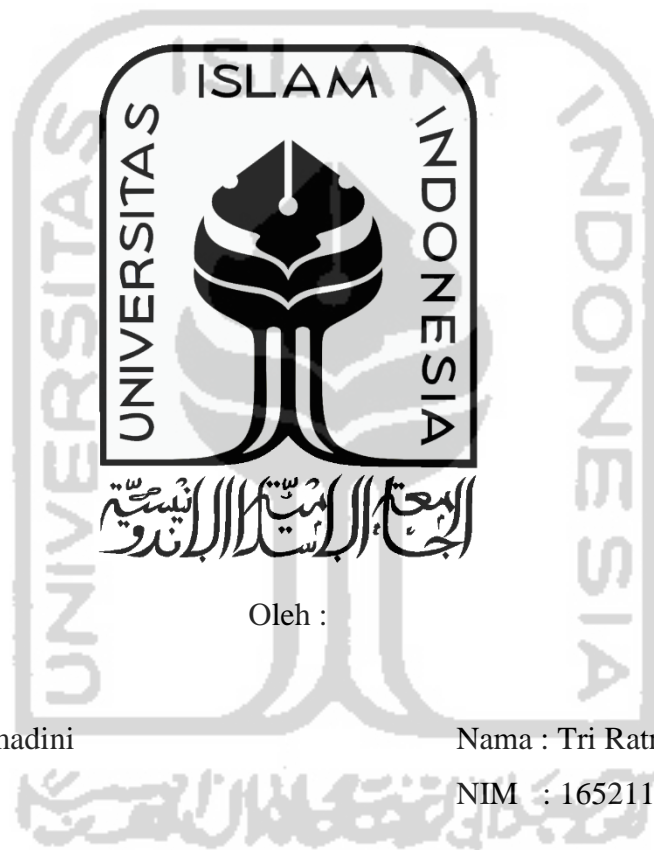
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI
METANA DAN SULFUR
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Annisa Rahmadini

NIM : 16521186

Nama : Tri Ratna Maya Dewi

NIM : 16521188

Yogyakarta, 8 September 2020

Pembimbing I

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Agus Taufiq'.

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

Pembimbing II

A handwritten signature in blue ink, appearing to be 'Ajeng Yulianti'.

Ajeng Yulianti Dwi L, S.T.,M.T.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur saya haturkan kepada Allah SWT karena sudah memberikan saya kesempatan dalam menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia. Semoga ilmu dan pengalaman yang saya peroleh menjadi bekal akhirat dan bekal di masa yang akan datang.

Yang paling utama saya mengucapkan TERIMAKASIH banyak kepada kedua orangtua saya yang selalu mendoakan, memberikan dukungan serta nasehat kepada saya dan memperjuangkan pendidikan untuk anak-anaknya hingga saya berada di titik sekarang ini.

Terimakasih untuk kakak saya yang selalu mendukung, memberikan semangat, dan membantu saya.

Terimakasih untuk semua keluarga besar saya yang memberikan dukungan dan doa kepada saya

Terimakasih untuk dosen pembimbing saya Bapak Ir. Agus Taufiq., M.Sc dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T yang sudah sabar, ikhlas dan memberi masukan ataupun saran kepada kami selama pengerjaan tugas akhir.

Terimakasih untuk Tri Ratna Maya Dewi sebagai partner dari kerja praktek, penelitian serta prarancangan pabrik yang sudah mau berjuang bersama-sama untuk menyelesaikan tugas akhir dan selalu sabar saat mengerjakan tugas akhir serta terimakasih atas masukan-masukannya dalam pengerjaan tugas akhir.

Terimakasih juga untuk teman-teman dan seluruh pihak yang tidak bisa saya sebutkan satu-satu atas bantuan, dorongan, semangat dan doanya untuk saya sehingga tugas akhir ini bisa diselesaikan.

Semoga Allah selalu melindungi dan memberikan kelancaran disetiap langkah kita. Aamiin

“Bila kau tak tahan lelahnya belajar, maka kau harus menahan perihnya kebodohan “

(Imam As-Syafi'i)

Annisa Rahmadini

Alhamdulillah, akhirnya tugas akhir ini bisa diselesaikan. Sangat bersyukur Allah mengizinkan saya untuk menempuh pendidikan hingga jenjang sarjana. Atas rahmat dari Allah, masa-masa kuliah ini bisa saya lalui walau dengan perjuangan yang tidak mudah. Maka dari itu, saya ingin sekali mempersembahkan karya kecil ini dan berterimakasih kepada:

Allah SWT, dengan segala keberlimpahan nikmat yang sudah diberikan, karuniaNya, rahmatNya, kebesaranNya, kekuasaanNya, keagunganNya, petunjukNya, ridhoNya. Terimakasih Ya Allah, sudah mengizinkan hambaMu menyelesaikan semua ini. Semoga ilmu-ilmu yang hamba dapatkan dapat bermanfaat dan berkah untuk orang banyak.

Bapak dan Ibu, yang tidak pernah berhenti memberi dukungan, support, dan do'a-do'a yang terus melangit. Keberhasilan Dewi tidak pernah lepas dari itu semua. Terimakasih sudah rela serta ikhlas membanting tulang dan berjerih payah demi Dewi dan anak-anaknya. Dan akan terus begitu karena Bapak dan Ibu adalah orangtua terbaik yang selalu menjaga amanah dari Allah atas anak-anak yang Allah titipkan kepada Bapak dan Ibu. Pak, Bu, tidak akan ada yang bisa menggantikan cinta, kasih sayang, kebaikan, dan jasamu. Tapi Dewi akan terus berjuang sekuat tenaga supaya bisa menjadi anak yang bermanfaat untuk dunia dan akherat mu, semoga anak-anakmu bisa menjadi salah satu ladang amal jariyah yang terus mengalir membawa kebaikan untuk Bapak dan Ibu.

Mba Tyas, Mas Agung, Dek Helmi. Terimakasih sudah menjadi saudara kandung terbaik sepanjang masa yang Dewi punya. Tanpa kalian Dewi tidak akan pernah menjadi sekuat sekarang. Semoga Allah selalu melindungi kalian dan merahmati kehidupan kalian.

Pak Agus dan Bu Ajeng. Dosen pembimbing yang paling hebat. Terimakasih atas bimbingannya selama ini. Yang senantiasa sabar membimbing Dewi dan selalu mengarahkan. Dengan dedikasinya yang besar membuat Dewi yakin kalau Dewi pasti bisa menyelesaikan tugas akhir ini tepat waktu. Jazakumullah Khoir.

Annisa Rahmadini. Terimakasih banyak partner yang sabar dan sudah mau menerimaku apa adanya, terimakasih sudah menjadi partner dari zaman KP, penelitian, sampai TA. Sukses selalu, *all the best for you*, Nis.

Untuk para dosen yang sudah banyak membantu Dewi dalam belajar, serta sahabat-sahabat tekkimku yang tidak bisa aku sebutkan satu persatu disini. Terimakasih Dewi ucapkan atas dukungan dan supportnya selama masa perkuliahan. *May Allah's blessings be with you today, tomorrow and always.*

Tidak lupa, untuk diriku sendiri. Terimakasih sudah berjuang sampai di titik ini.

Tri Ratna Maya Dewi

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr Wb

Segala puji dan syukur kepada Allah SWT dan juga berkah, rahmat, petunjuk serta hidayah-Nya yang senantiasa diberikan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir dengan judul “PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI METANA DAN BELERANG KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN” sebagai syarat dalam menyelesaikan Program Sarjana (S1) dalam Program Sarjana Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Dalam penyusunan tugas akhir ini banyak sekali hambatan dan rintangan yang penulis hadapi namun akhirnya penulis bisa menyelesaikannya, hal ini karena adanya bantuan dan juga bimbingan dari banyak pihak baik moral maupun spiritual. Sehingga pada kesempatan ini dengan penuh rasa hormat dan kerendahan hati penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya bagi semua pihak dalam penyusunan tugas akhir ini hingga selesai, terutama kepada:

1. Allah SWT yang telah ridho kepada kami serta nikmat, rahmat, dan karunianya yang berlimpah
2. Bapak Pepep L Hakim dan Ibu Netty Eriany selaku orangtua Annisa Rahmadini serta Bapak Sumoyo dan Ibu Tri Suci Utami selaku orangtua Tri Ratna Maya Dewi, juga keluarga tercinta atas curahan kasih sayang, do'a yang tidak pernah berhenti, semangat, nasihat, dan segala pengorbanannya
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc. dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing kami di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan banyak masukan maupun arahan dan selalu sabar dalam membimbing penulis
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
6. Bapak/Ibu dosen dan staf di lingkungan Fakultas Teknologi Industri UII, khususnya Program Studi Teknik Kimia yang telah banyak membantu penulis dalam masa studi.

7. Seluruh teman-teman Teknik Kimia angkatan 2016 yang saling bahu membahu memberikan dukungan, semangat, dan informasi
8. Seluruh pihak yang telah membantu dan mendukung penulis tidak bisa disebutkan satu persatu

Penulis menyadari karena terbatasnya pengetahuan dan pengalaman yang dimiliki penulis, tugas akhir yang dibuat ini masih sangat jauh dari sempurna. Oleh sebab itu, penulis dengan senang hati menerima adanya saran, masukan, dan kritik yang membangun. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi para pembaca dan pihak-pihak khususnya dalam bidang teknik kimia.



Yogyakarta, 8 September 2020

Penulis

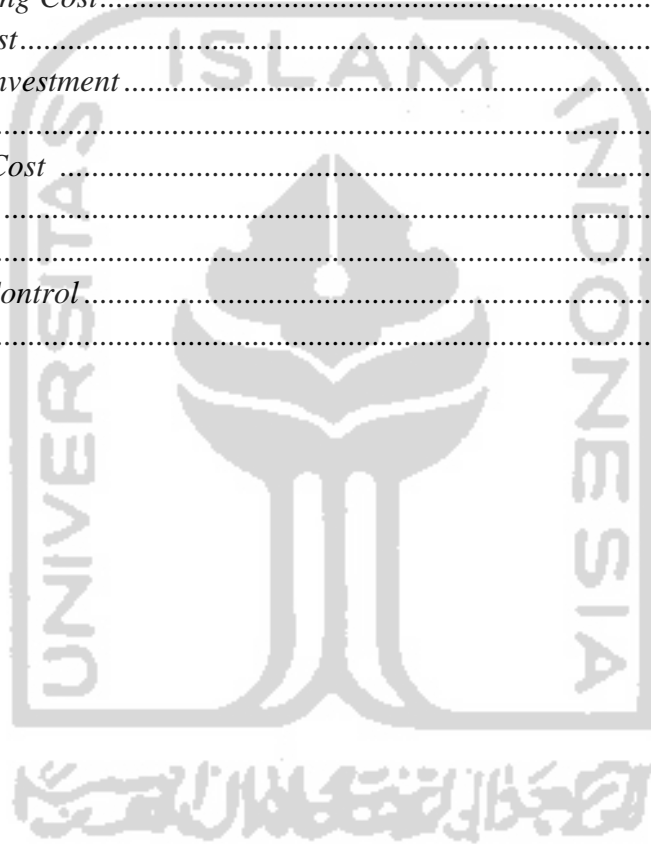
DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	v
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xii
ABSTRAK	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Penentuan Kapasitas.....	1
1.3. Tinjauan Pustaka.....	5
BAB II PERANCANGAN PRODUK	9
2.1. Spesifikasi Produk Utama.....	9
2.2. Spesifikasi Produk Samping.....	9
2.3. Spesifikasi Bahan Baku.....	10
2.4. Spesifikasi Bahan Pembantu.....	11
2.5. Pengendalian Kualitas.....	12
BAB III PERANCANGAN PROSES	14
3.1. Uraian Proses.....	14
3.2. Spesifikasi Alat.....	15
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	30
4.1. Lokasi Pabrik.....	30
4.2. Tata Letak Pabrik.....	31
4.3. Tata Letak Alat Proses.....	36
4.4. Alir Proses dan Material.....	37
4.5. Utilitas.....	45
4.6. Organisasi Perusahaan.....	51
4.7. Evaluasi Ekonomi.....	72
BAB V PENUTUP	93
5.1. Kesimpulan.....	93
5.2. Saran.....	94
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

1.1. Data Impor dari Tahun 2009 - 2018	2
1.2. Data Ekspor dari Tahun 2009 - 2018	3
1.3. Pabrik yang Memproduksi Karbon Disulfida.....	4
1.4. Pabrik Rayon di Indonesia.....	4
1.5. Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan Karbon Disulfida	7
4.1. Rincian Luas Pabrik	34
4.2. Neraca Massa Melter	37
4.3. Neraca Massa Vaporizer.....	37
4.4. Neraca Massa Heater-01.....	37
4.5. Neraca Massa Furnace.....	37
4.6. Neraca Massa Reaktor	38
4.7. Neraca Massa Kondensor-01.....	38
4.8. Neraca Massa Separator-01	39
4.9. Neraca Massa Kondensor-02.....	39
4.10. Neraca Massa Separator-02.....	40
4.11. Neraca Massa Absorber.....	40
4.12. Neraca Massa Flashdrum	41
4.13. Neraca Massa Heater-02.....	41
4.14. Neraca Massa Cooler.....	41
4.15. Neraca Massa Total	42
4.16. Neraca Panas Melter.....	42
4.17. Neraca Panas Vaporizer	42
4.18. Neraca Panas Heater-01	43
4.19. Neraca Panas Furnace.....	43
4.20. Neraca Panas Reaktor.....	44
4.21. Neraca Panas Kondensor-01.....	44
4.22. Neraca Panas Kondensor-02.....	45
4.23. Neraca Panas Heater	45
4.24. Neraca Panas Cooler.....	45
4.25. Kebutuhan <i>Steam</i>	48
4.26. Kebutuhan Air Servis	49
4.27. Spesifikasi Boiler	51
4.28. Spesifikasi Diesel	52
4.29. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses	52
4.30. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas	53
4.31. Kebutuhan Listrik Total	54
4.32. Kebutuhan Bahan Bakar.....	54
4.33. Jadwal Kerja <i>Shift</i>	63
4.34. Jadwal Kerja Grup.....	63
4.35. Pembagian Waktu Kerja <i>Shift</i> Unit Keamanan	64

4.36. Pembagian Waktu Kerja untuk Non-Shift	64
4.37. Jenjang Pendidikan Tenaga Kerja	65
4.38. Gaji Tenaga Kerja.....	68
4.39. Indeks Harga.....	77
4.40. Harga Peralatan Proses	79
4.41. Harga Peralatan Utilitas.....	82
4.42. <i>Physical Plant Cost</i>	89
4.43. <i>Direct Plant Cost</i>	90
4.44. <i>Fixed Capital Investment</i>	90
4.45. <i>Direct Manufacturing Cost</i>	90
4.46. <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	91
4.47. <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	91
4.48. <i>Manufacturing Cost</i>	91
4.49. <i>Working Capital Investment</i>	92
4.50. <i>General Expanse</i>	92
4.51. <i>Total Production Cost</i>	92
4.52. <i>Annual Fixed Cost</i>	93
4.53. <i>Regulated Cost</i>	93
4.54. <i>Annual Variable Control</i>	94
4.55. <i>Sales Cost</i>	94



DAFTAR GAMBAR

1.1. Grafik Data Impor dari Tahun 2009 - 2018.....	2
1.2. Grafik Data Ekspor dari Tahun 2009 - 2018.....	3
4.1. Lokasi Pendirian Pabrik Karbon Disulfida.....	33
4.2. <i>Layout</i> Pabrik Skala 1 : 1000	35
4.3. <i>Layout</i> Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 100	36
4.4. Diagram Alir Kualitatif	46
4.5. Diagram Alir Kuantitatif	47
4.6. Diagram Alir Pengolahan Air Sungai	50
4.7. Struktur Organisasi Perusahaan.....	58
4.8. Grafik Tahun vs Harga Indeks	78
4.9. Grafik Nilai dari SDP dan BEP.....	96



ABSTRAK

Pabrik Karbon Disulfida dari CH_4 dan S_2 akan dirancang dengan kapasitas 100.000 ton/tahun dan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Untuk memperoleh produk karbon disulfida yang sesuai kapasitas, dibutuhkan gas CH_4 sebanyak 27974,08 ton/tahun dan padatan S sebanyak 187286,7415 ton/tahun. Bahan baku CH_4 dibeli langsung dari PT. Pertamina (Persero) RU V Balikpapan sedangkan S diperoleh dari pegunungan Kawah Ijen. Proses yang digunakan pada pembuatan karbon disulfida adalah *Hydrocarbon-Sulfur Processing* dengan bantuan silica gel sebagai katalis. Reaksi dijalankan dalam reaktor fixed bed dengan suhu masuk gas sebesar 650°C dan tekanan 5 atm. Produk karbon disulfida yang dihasilkan dimurnikan menggunakan kondensor dan separator. Hasil produk karbon disulfida mempunyai kemurnian 99.9%wt disimpan dalam tangki karbon disulfida bersuhu 30°C dan tekanan atmosferis. Pabrik karbon disulfida ini direncanakan akan dibangun di Balikpapan, Kalimantan Timur dengan mempekerjakan 215 orang karyawan. Untuk keperluan utilitas, diperlukan air sebanyak 406619,98 kg/jam yang disuplai dari Sungai Wain, *steam* sebanyak 265953,22 kg/jam, udara instrumen sebanyak 186,91 m³/jam, dan kebutuhan pendingin dowerm A sebanyak 104270,11 kg/jam. Sementara itu, kebutuhan listrik total sebesar 1417,79 kW yang dipenuhi oleh PLTU Kaltim Teluk. Dalam menjalankan produksi, pabrik karbon disulfida ini membutuhkan modal tetap sebesar Rp 10.453.344.101.716,70,- dan modal kerja sebesar Rp 21.416.257.110.703,90,-. Ditinjau dari proses, kondisi operasi, lokasi pabrik, sifat bahan baku dan analisa ekonomi pabrik ini digolongkan pabrik yang *high risk*. Berdasarkan analisis kelayakan yang dilakukan, diperoleh nilai ROIB 66,05%, POTb 1,3 tahun, BEP 58,12%, SDP 51,78%, dan DCFR 19,69%. Berdasarkan nilai-nilai tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk berdiri.

Kata Kunci: karbon disulfida, *Hydrocarbon-Sulfur Processing*, gas CH_4 , S, Balikpapan Kalimantan Timur

ABSTRACT

Carbon disulfide plant from CH₄ and S is designed with capacity of 100,000 tons/year and operate continuously for 330 days/year and 24 hours/day. To obtain the carbon disulfide product that are in accordance with the capacity, CH₄ gas is needed as much as 27974,08 tons/year and S solid as much as 187286,742 tons/year. CH₄ is purchased directly from PT. Pertamina (Persero) RU V Balikpapan while S is obtained from Ijen Mountains East Java. The process used in the manufacture of carbon disulfide is Hydrocarbon-Sulfur Processing with the silica gel as a catalyst. The reaction is run in a fixed bed reactor with a gas inlet temperature of 650°C and pressure of 5 atm. Carbon disulfide as a product is purified using condenser and separator. Carbon disulfide has a purity of 99.9% wt stored in carbon disulfide tanks with a temperature of 30°C and atmospheric pressure. The carbon disulfide plant is planned to be built in Balikpapan, East Kalimantan with 215 employees. For utility, water is needed as much as 406619.98 kg/hour supplied from the Wain River, as much as 265.953,223 kg/hour of steam, 186.91 m³/hour of instrument air, and 104.270,11 kg/hour of dowtherm A. Meanwhile, electricity needed as much as 1417.79 kW were fulfilled by Kaltim Teluk steam power plant. To run the production, this carbon disulfide plant requires a fixed capital of IDR 10.453.344.101.716,70,- and a working capital of IDR 21.416.257.110.703,90,-. Seen from the process, operating conditions, factory location, raw material properties and economic analysis, this factory is classified as a highrisk factory. Based on the feasibility analysis conducted, obtained ROI_b values of 66.04%, POT_b 1.3 years, BEP 58.12 %, SDP 51.78%, and DCFR 19.69 %. Based on these values, it can be concluded that this factory is worthy to set up.

Keywords : carbon disulfide, Hydrocarbon-Sulfur Processing, CH₄ gasses, S, Balikpapan East Kalimantan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Sektor industri kimia banyak memegang peranan penting bagi Indonesia. Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru yang berorientasi pada pengurangan ketergantungan pada produk luar negeri ataupun menambah devisa negara, salah satunya dengan pembangunan pabrik karbon disulfida (CS_2).

Karbon disulfida merupakan cairan yang tidak berwarna dengan rumus kimia CS_2 . Dalam industri kimia, karbon disulfida merupakan salah satu produk yang banyak dimanfaatkan diantaranya yaitu sebagai bahan baku pembuatan karbon tetraklorida, flotation agent untuk karet, bahan baku insektisida, dan pembuatan rayon. Hingga saat ini Indonesia masih mengimpor karbon disulfida untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri.

Mengingat kegunaan karbon disulfida yang cukup banyak dan meningkat setiap tahunnya, maka penyediaan karbon disulfida memiliki prospek yang baik di Indonesia. Dipandang dari segi ekonomi pendirian pabrik karbon disulfida dapat menambah devisa negara, sedangkan dipandang dari segi sosial akan memberikan lapangan pekerjaan bagi penduduk Indonesia serta meningkatkan taraf pendapatan pemerintah daerah setempat. Selain itu, dapat mengurangi ketergantungan impor karbon disulfida dari negara lain.

1.2. Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas karbon disulfida didasarkan dari beberapa pertimbangan, yaitu :

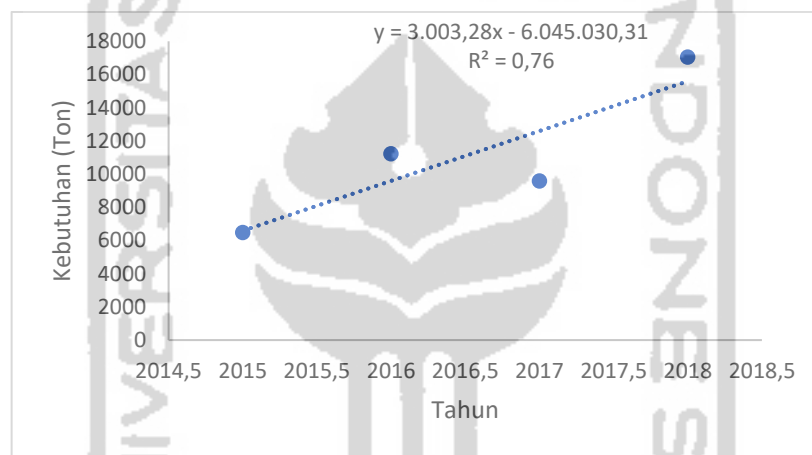
1. Impor karbon disulfida di Indonesia

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2015 - 2018, impor karbon disulfida ditunjukkan pada tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Impor dari tahun 2015 - 2018

Tahun	Jumlah (Ton)
2015	6496.778
2016	11229.865
2017	9587.183
2018	17055.286

(www.bps.go.id)



Gambar 1.1 data impor dari tahun 2015 – 2018

Impor pada tahun 2024 didapatkan sebesar 33041,7 ton/tahun dengan menggunakan regresi linear.

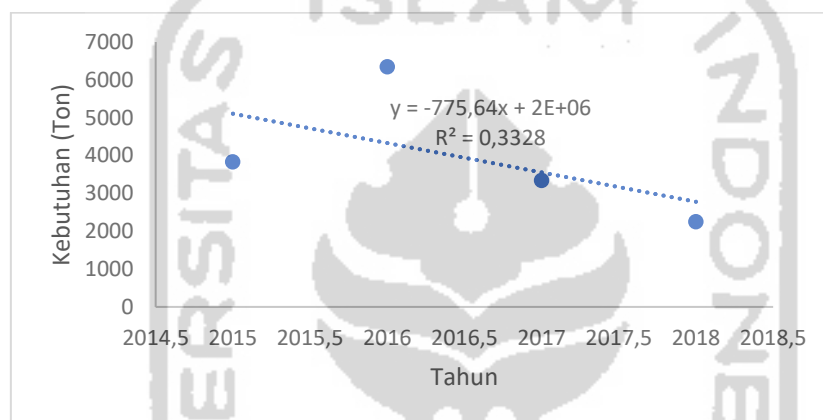
2. Ekspor karbon disulfida di Indonesia

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2015 – 2018, ekspor karbon disulfida ditunjukkan pada table 1.2.

Tabel 1.2 Data Ekspor dari tahun 2015 – 2018

Tahun	Jumlah (Ton)
2015	3830.395
2016	6349.046
2017	3340.977
2018	2247.608

(www.bps.go.id)



Gambar 1.2 Ekspor pada tahun 2013-2018

Ekspor pada tahun 2024 didapatkan sebesar 430104,6 ton/tahun dengan menggunakan regresi linear.

3. Produksi karbon disulfida

Pabrik yang memproduksi karbon disulfida

Tabel 1.3 Pabrik yang memproduksi karbon disulfida

Nama Pabrik	Jumlah
PT Indo Raya (www.kikc.co.id)	50.000 ton/tahun
Indo Baijin Chemical (www.indobaijin.com)	60.000 ton/tahun
Shandong Jindian (www.baijin-group.com)	140.000 ton/tahun
Jumlah Produksi karbon disulfida	250.000 ton/tahun

4. Konsumsi karbon disulfida

Karbon disulfida dapat dipakai untuk pembuatan rayon, karbon tetraklorida, selofan, dan pelarut untuk karet.

Pabrik Rayon:

Tabel 1.4 Pabrik Rayon

Nama Pabrik	Jumlah
Asia Pacific Rayon (www.aprayon.com)	105000 ton/tahun
Asia Pacific Resources International Limited (APRIL) Group (www.aprilasia.com)	350000 ton/tahun
PT Rayon Utama Makmur (www.rum-indonesia.com)	536000 ton/tahun
Jumlah produksi rayon	991000 ton/tahun

Kebutuhan CS₂ untuk pembuatan rayon sebesar 64% dari jumlah rayon, sehingga total kebutuhan CS₂ = 64% x 991000 ton/tahun = 634240 ton/tahun (Concise International Chemical Assessment Document 46, Carbon Disulfide)

Digunakan perhitungan dengan analisis *supply and demand*:

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$\text{Peluang} = (430104,6 + 634240) - (33041,69 + 250000)$$

$$\text{Peluang} = 781302,95 \text{ ton/tahun}$$

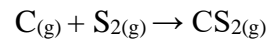
Dengan mengambil peluang sebesar 15% dari perhitungan tersebut didapatkan kapasitas sebesar 117195,4425 ton/tahun dan digenapkan menjadi 100.000 ton/tahun.

1.3. Tinjauan Pustaka

Proses Pembuatan Karbon Dioksida

1. *Charcoal-Sulfur Process*

Sulfur pada fase gas bereaksi dengan *charcoal* pada suhu 750-900°C menghasilkan konversi 90% untuk membentuk karbon disulfida, dengan reaksi berikut :



Reaksi keseluruhan berjalan secara endotermis dan secara teoritis membutuhkan panas sebesar 1950 kJ/kg CS₂ jika reaktan masuk pada suhu 25°C dan produk keluar pada suhu 750°C. Persamaan reaksi diatas sedikit eksotermis ketika reaktan berada pada temperatur konstan 750°C. Pembuatan CS₂ menggunakan *charcoal*, terlebih dahulu *chacoal* dikalsinasi untuk mengurangi kadar air, hidrogen residual an komponen oksigen. Prekalsinasi ini bertujuan untuk meminimalisasi pembentukan *hydrogen sulfide* dan *carbonyl sulfide* yang tidak diinginkan. Sumber karbon yang dapat digunakan yaitu *charcoal*, *coal*, *lignite chars* dan *coke*. Spesifikasi sulfur perlu diperhatikan dimana kandungan abu yang rendah dapat mengurangi terjadinya kerak *fouling* pada peralatan proses. (Kirk & Othmer, 1992)

2. *Retort Process*

Retort (tabung) untuk pembuatan karbon disulfida biasanya berupa tangki silinder atau oval dengan diameter sekitar 1 meter dan tinggi 3 meter yang terbuat dari baja paduan krom atau *cast iron*. Satu sampai empat tabung dipasang pada *single furnace* dengan bahan bakar *coal*, gas atau minyak. *Charcoal* yang telah diprekalsinasi diumpankan secara bertahap ke bagian atas *retort* melalui kran khusus. Sulfur ditambahkan secara kontinyu melalu bagian bawah *retort*. Sulfur diuapkan dan dipanaskan terlebih dahulu sekitar 700°C pada *pipe coil heat exchanger* yang berada di dalam *furnace*. Karbon disulfida terbentuk ketika uap sulfur naik melalui *charcoal* panas pada suhu 850 – 900°C dan menghasilkan konversi sebesar 90%. Karbon disulfida, sisa sulfur dan uap keluar melalui bagian atas *retort*. Abu yang tidak reaktif bergabung dengan debu *charcoal* turun ke bagian bawah *retort* dimana residu ini secara periodik dibuang. Penggunaan bahan baku dan energi per kilogram karbon disulfida sekitar 0,92 – 0,95 kg sulfur, 0,22 – 0,25 kg *charcoal* dan 8,4 – 10 MJ (2000 – 2400 kcal) bahan bakar.

3. *Electric Furnace Process*

Charcoal dan Sulfur pada proses ini bereaksi secara kontinyu di dalam *electric furnace process*. Salah satu *furnace* yang digunakan adalah tangki refraktori dengan diameter 5 meter dan tinggi 10 meter. *Lamp charcoal* diumpukan ke bagian atas tangki, sedangkan aliran listrik disuplai ke dua atau empat elektroda yang terdapat di bagian dasar *furnace* yang membangkitkan panas melalui *bed charcoal* diantara elektroda. Sulfur cair masuk ke *furnace* melalui berbagai lokasi di dinding dekat dasar *furnace* dimana sulfur menguap dengan cepat dan dipanaskan sampai 800 - 1000°C dan menghasilkan konversi sebesar 90%. Karbon disulfida terbentuk di bawah *furnace*. Uap akan bergerak naik dan panas dari uap akan ditransfer ke *charcoal* yang berada di bagian atas. *Electric furnace* pertama kali digunakan pada tahun 1900 tetapi tidak diterima lagi secara luas pada tahun 1940. (Kirk & Othmer, 1992).

4. *Hydrocarbon-Sulfur Processes*

Proses pembentukan karbon disulfida dipilih dengan *Hydrocarbon Sulfur Process* dengan reaksi sebagai berikut :



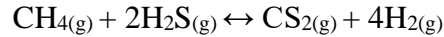
Sekitar 5 – 10% sulfur berlebih biasanya dijaga pada campuran reaksi untuk meningkatkan konversi metana dan meminimalisasi terbentuknya hasil samping.

Penelitian lebih luas telah dilakukan dengan menggunakan katalis yang dapat mempercepat reaksi metana dengan sulfur menjadi karbon disulfida. Katalis yang digunakan antara lain *silica gel*, *alumina*, *magnesia*, *charcoal*, berbagai macam komponen logam, garam logam, oksida atau sulfida. Reaksi pada suhu 550 – 700°C dengan tekanan 250 – 500 kPa pada *adiabatic catalytic reactor* menggunakan *silica gel* menghasilkan konversi sebesar 90%. Karena prosesnya katalitik, kecepatan reaksi dan konversinya yaitu sekitar 90%. Proses ini dapat digunakan untuk kapasitas lebih besar (Kirk & Othmer, 1992).

5. *Potential Processes*

Uap sulfur bereaksi dengan gas hidrokarbon lain seperti, *acetylene* atau *ethylene* untuk membentuk karbon disulfida. Hidrokarbon tinggi dapat menghasilkan *mercaptan*, *sulfide*, dan sejumlah intermediet yang meningkat jika ditambahkan

dengan sulfur. Dengan metana dan *iron pyrite*, produk adalah CS₂, H₂S, dan besi atau besi sulfid. *Pyrite* dapat dikurangi dengan CO untuk menghasilkan CS₂. Reaksi H₂S dan metana dihitung pada kesetimbangan 67% dengan suhu 1100°C dan 86.5% pada 1288°C :



H₂S dan karbon bereaksi pada 900°C menghasilkan *yield* CS₂ sebesar 70% serta menghasilkan konversi 90%. H₂S membentuk CS₂ dengan bereaksi dengan CO pada suhu 600 - 1125°C atau bereaksi dengan CO pada 350 – 450°C dengan ada katalis. SO₂ dan metana bereaksi membentuk CS₂ dengan *yield* 84% pada 850°C dengan adanya katalis (Kirk & Othmer, 1992).

Tabel 1.5. Perbandingan proses pembuatan karbon disulfida

No.	Proses	Konversi	Suhu Operasi	Bahan Baku
1.	<i>Charcoal-Sulfur Process</i>	90%	750-900 °C	Charcoal dan sulfur
2.	<i>Retort Process</i>	90%	850-900 °C	Charcoal dan sulfur
3.	<i>Electric Furnace Process</i>	90%	800-1000 °C	Charcoal dan sulfur
4.	<i>Hydrocarbon-Sulfur Processes</i>	90%	550-700 °C	Metana dan sulfur
5.	<i>Potential Processes</i>	90%	1100-1288 °C	Metana dan hydrogen sulfida

Berdasarkan parameter konversi, temperatur, dan bahan baku maka dipilih *hydrocarbon-sulfur processes*, karena memiliki kelebihan yaitu :

1. Suhu operasi rendah antara 550 - 700°C sehingga membutuhkan energi pembangkitan panas yang tidak terlalu besar.
2. Bahan baku berasal dari metana atau gas alam yang mudah didapatkan
3. Konversi besar yaitu 90%

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk Utama

2.1.1. Karbon Disulfida

Karbon disulfida dapat disebut juga ditiokarbonat anhidrida adalah cairan tak berwarna dengan rumus kimia CS_2 .

Rumus molekul	: CS_2
Fase	: Cair
Berat molekul	: 16.04 gr/mol
Titik beku	: $-111.6\text{ }^\circ\text{C}$
Titik didih	: $46.17\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	: $1,266\text{ g/cm}^3$
<i>Specific gravity</i>	: 1,26 (air = 1)
Viskositas	: 0,436 cP (0°C) ; 0,363 cP (20°C)
Kemurnian	: 99,9 %
Impuritas	: Sulfur 0,1%
Harga	: Rp 680.000/kg

2.2. Spesifikasi Produk Samping

2.2.1. Hidrogen Sulfida

Hidrogen sulfida adalah gas yang tidak berwarna, beracun, mudah terbakar dan berbau. Gas ini dapat timbul dari aktivitas biologis ketika bakteri mengurai bahan organik dalam keadaan anaerobik (tanpa oksigen), seperti di rawa dan saluran pembuangan kotoran. Gas ini juga muncul pada gas yang timbul dari aktivitas gunung berapi dan gas alam.

Rumus molekul	: H_2S
Fase	: Gas
Berat molekul	: 34,08 gr/mol
Titik beku	: -86°C
Titik didih	: $-60\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	: $1,363\text{ g/dm}^3$
<i>Specific gravity</i>	: 1,192

Viskositas	: 0,01166 cP (32 °F)
Kemurnian	: 99.9 %
Impuritas	: MEA 0.1%
Harga	: \$6-11/kg

2.3. Spesifikasi Bahan Baku

2.3.1. Metana

Metana adalah molekul tetrahedral dengan empat ikatan C-H yang ekuivalen. Struktur elektroniknya adalah 4 ikatan orbital molekul yang dihasilkan dari orbital valensi C dan H yang saling melengkapi. Energi orbital molekul yang kecil dihasilkan dari orbital 2s pada atom karbon yang saling berpasangan dengan orbital 1s dari 4 atom hidrogen.

Rumus molekul	: CH ₄
Fase	: Gas
Berat molekul	: 16.04 gr/mol
Titik beku	: -183°C
Titik didih	: -162°C
Densitas	: 0.6442 g/l
<i>Specific gravity</i>	: 0.555
Viskositas	: 0,011 cP
Kemurnian	: 91%
Impuritas	: Etana (8%), Propana (0,8%), Butana (0.1%) dan Nitrogen (0,1%)
Harga	: Rp 1664/kg

2.3.2. Sulfur

Sulfur atau belerang adalah unsur non-logam yang tidak berasa. Belerang, dalam bentuk aslinya, adalah sebuah zat padat kristalin kuning. Di alam, belerang dapat ditemukan sebagai unsur murni atau sebagai mineral-mineral sulfida dan sulfat. Belerang adalah unsur penting untuk kehidupan dan ditemukan dalam 2 asam amino. Salah satu contoh penggunaan umum belerang adalah dalam pupuk.

Rumus molekul	: S
Fase	: Padat
Berat molekul	: 32.065 gr/mol

Titik lebur	: 113 - 120°C
Titik didih	: 445°C
<i>Specific gravity</i>	: 1.96
Bentuk	: <i>Powder</i>
Ukuran	: 100 <i>mesh</i>
Kemurnian	: 100%
Harga	: Rp 4200/kg

2.4. Bahan Pembantu

2.4.1. *Silica Gel*

Silica gel merupakan butiran seperti kaca dengan bentuk yang berpori, *silica gel* dihasilkan melalui penggumpalan gel natrium silikat (NaSiO_2). Gel mirip agar – agar ini dapat didehidrasi sehingga berubah menjadi padatan atau butiran mirip kaca yang bersifat tidak elastis. Sifat ini menjadikan *silica gel* dimanfaatkan sebagai zat penyerap, pengering dan penopang katalis.

Bentuk	: <i>Silica Gel</i>
Ukuran Partikel	: 2-5 mm
Bentuk	: Butiran <i>sphere</i>
Densitas	: 0,7 g/cm^3
<i>Bulk Density</i>	: 0,78 g/cm^3
Porositas	: 0,36
Harga	: \$800/ ton

Pada reaksi karbon disulfida dan metana digunakan katalis *silica gel* dengan alasan:

- Menghasilkan *yield* yang tinggi
- Mempunyai ketahanan terhadap panas yang tinggi
- Lebih stabil
- Surface area* tinggi (hingga 500 m^2/gram)
- Mudah dalam penanganannya

2.4.2. Monoethanolamine

Monoethanolamine (MEA) adalah senyawa organik yang, kental, jernih dan berbau seperti amonia, berasal dari etilena oksida dan amonia.

Rumus molekul : $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$

Fase	: Cair
Berat molekul	: 61,08 gr/mol
Titik lebur	: 10,3°C
Titik didih	: 170°C
Densitas	: 1,016 kg/m ³ (20 °C)
Viskositas	: 23,18 mPa.s (20 °C)
Kemurnian	: 100%
Harga	: \$2/kg

2.5. Pengendalian Kualitas

Tujuan dilakukan pengendalian kualitas untuk memperoleh kualitas produk yang standar, oleh karena itu diperlukan bahan baku yang berkualitas tinggi, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada, sehingga didapatkan produk dengan kualitas yang baik dan dapat dipasarkan. Pengendalian kualitas ini meliputi kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk

2.5.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku digunakan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang akan digunakan. Oleh karena itu dibutuhkan pengujian terhadap kualitas bahan baku dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan dalam proses produksi dapat berjalan dengan baik.

Sulfur disimpan dalam silo dengan tekanan 1 atm dan temperatur 30°C pada fase padat. Gas metana disimpan di tangki gas dengan tekanan 1 atm dan temperatur 30°C pada fase gas.

2.5.2. Pengendalian Kondisi Proses

Pengawasan dan pengendalian jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendali yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terdapat penyimpangan indikator yang telah ditetapkan baik itu di *flow rate* bahan baku, produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa: nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual maupun secara otomatis.

Beberapa alat kontrol yang digunakan antara lain :

1. *Level controloller*, merupakan alat yang berfungsi untuk mengatur ketinggian cairan pada *vessel*.
2. *Temperature controller*, merupakan alat yang berfungsi untuk mengatur temperature proses.
3. *Flowrate controller*, merupakan alat yang berfungsi untuk mengatur aliran masuk dan aliran keluar proses.
4. *Pressure controeler*, merupakan alat yang berfungsi untuk mengatur tekanan masuk dan keluar proses.

2.5.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi yang dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan hal ini harus sudah dilakukan sejak bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan ini dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

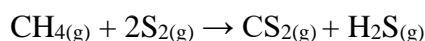
Secara umum, proses pada industri kimia dapat disederhanakan menjadi 3 tahapan, yaitu proses persiapan bahan baku, proses sintesis reaktan, proses pemisahan produk dengan reaktan tersisa.

3.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Dalam penyediaan bahan baku, gas metana dibeli langsung dari PT. Pertamina RU V Balikpapan dengan persen kapasitas sebesar 0,2797% dari kapasitas *supplier* yaitu sebesar 100.000 ton/tahun (www.pertamina.com), dan untuk sulfur murni diperoleh dari kawasan Pegunungan Ijen dengan persen kapasitas sebesar 0,4682% dari kapasitas *supplier* yaitu sebesar 400.000 ton tahun (www.faktadaerah.com). Gas metana dialirkan menuju furnace sampai suhu 650 °C. Dan untuk sulfur dilelehkan terlebih dahulu menggunakan melter kemudian merubah fase sulfur menjadi gas menggunakan vaporizer, setelah itu dialirkan menuju heater sampai suhu 650 °C. Sebelum dialirkan ke reaktor gas metana dan sulfur dialirkan terlebih dahulu menuju kompresor untuk menaikkan tekanannya menjadi 5 atm.

3.1.2. Proses Sintesis Reaktan

Kedua bahan baku, yakni gas metana dan sulfur dialirkan dan dicampur menuju *fixed bed reactor*. Kondisi operasi reaktor yaitu sebesar 5 atm dan 650 °C, reaksi dibantu dengan katalis, yaitu *silica gel*. Di dalam reaktor terjadi reaksi, yaitu :



Produk berupa karbon disulfida, hidrogen sulfida dan sisa gas yang akan di proses lebih lanjut, agar didapatkan produk utama yaitu, karbon disulfida.

3.1.3. Pemurnian Produk

Produk dari reaktor dialirkan menuju *expander valve* untuk diturunkan tekanannya menjadi 1 atm, kemudian dialirkan menuju kondensor 1 untuk mencairkan sulfur. Sulfur cair dan gas gas dialirkan menuju separator 1, hasil bawah separator 1 yaitu sulfur cair dan sedikit karbon disulfida yang dialirkan

menuju vaporizer (*recycle*) untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya. Hasil atas dari separator 1 yaitu gas karbon disulfida, hidrogen disulfida, metana dan impuritasnya dialirkan menuju kondensor 2 untuk mencairkan karbon disulfida (produk utama), kemudian karbon disulfida cair dan gas gas dialirkan menuju separator 2. Hasil bawah dari separator 2 yaitu karbon disulfida cair dan sedikit sulfur yang dialirkan menuju tangki penyimpanan. Hasil atas dari separator 2 yaitu gas hidrogen sulfida, metana dan impuritasnya dialirkan menuju absorber untuk mendapatkan hidrogen sulfida agar bisa dijual. Untuk memisahkan hidrogen sulfida, metana dan impuritasnya diperlukan MEA untuk mengikat hidrogen disulfida. MEA dialirkan dari tangki MEA menuju heater untuk dipanaskan terlebih dahulu, karena MEA dapat bekerja optimal pada suhu 50°C, kemudian dialirkan menuju absorber untuk mengikat hidrogen disulfida. Hasil atas dari absorber yaitu metana dan impuritasnya dialirkan menuju furnace (*recycle*) untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya. Hasil bawah dari absorber yaitu campuran MEA dan H₂S dialirkan menuju flashdrum untuk memisahkan MEA dan H₂S. Hasil atas dari flashdrum yaitu H₂S dan sedikit MEA yang dialirkan menuju tangki untuk dijual. Hasil bawah dari flashdrum yaitu MEA dan sedikit H₂S yang dialirkan menuju heater (*recycle*) untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya.

3.2. Spesifikasi Alat

3.2.1. Silo

Kode	: S-01
Fungsi	: Menampung bahan baku sulfur
Tipe	: Tangki silinder tegak dengan tutup bawah berberentuk conical
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi : P	: 1 atm
	T : 30°C
Jumlah	: 1 Unit
Kapasitas	: 78517.729 ft ³
Diameter	: 40 ft
Tinggi Tangki	: 60 ft
Tebal Tangki	: 0.625 in
Tebal Kerucut	: 0.875 in

Tinggi Kerucut : 18.422 ft
 Tinggi Total : 78.422 ft
 Harga : \$706564.14

3.2.2. Tangki Bola

	Tangki CH ₄	Tangki H ₂ S
Kode	T-01	T-04
Fungsi	Menampung bahan baku baku metana	Menampung hidrogen sulfida
Jenis	<i>Spherical Tank</i>	<i>Spherical Tank</i>
Kondisi Operasi	P : 3 atm T : 30°C	P : 18 atm T : 45°C
Jumlah	1 Unit	1 Unit
Material	<i>Carbon Steel 283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel grade 316</i>
Kapasitas	19031.93 ft ³	1807.97 ft ³
Diameter	33.13 ft	33.38 ft
Tinggi	33.13 ft	33.38 ft
Tebal	1 in	10 in
Harga	\$142641.86	\$144689.58

3.2.3. Melter

Kode : M-01
 Fungsi : Merubah fase sulfur padat menjadi sulfur cair
 Jenis : Tangki tegak berpengaduk

Kondisi Operasi : Tin : 30°C
 Tout : 120°C
 P : 1 atm

Material : *Stainless steel grade 316*

Beban Panas : 745005.526 kj

Volume umpan : 13.0288173 m³/jam

Diameter : 7.5 ft

Tinggi : 13.1264 ft

Daya : 75 Hp
Harga : \$12602.89

3.2.4. Vaporizer

Kode alat : V-01
Fungsi : Merubah fase sulfur cair menjadi fase gas
Jenis : *Shell and tube*
Material : *Stainless steel grade 316*
Luas transfer panas : 1580.6497 ft²
Beban Panas : 19038556.78 Kj
Spesifikasi
Shell (sulfur)
ID shell : 2.75 ft
Passes : 6 passes
Baffle spacing : 2.75 ft
Tube (steam)
OD tube : 1.5 in
ID tube : 1.28 in
BWG : 12
Jumlah Tube : 288 tube
Panjang pipa : 14 ft
Uc : 60.7672 Btu/jam ft².°F
Ud : 49.9396 Btu/jam ft².°F
Rd : 0,00356793 ft².Jam.°F/Btu
Harga : \$213905.50
 ΔPt : 0,248 psi
 ΔPs : 0,0084 psi

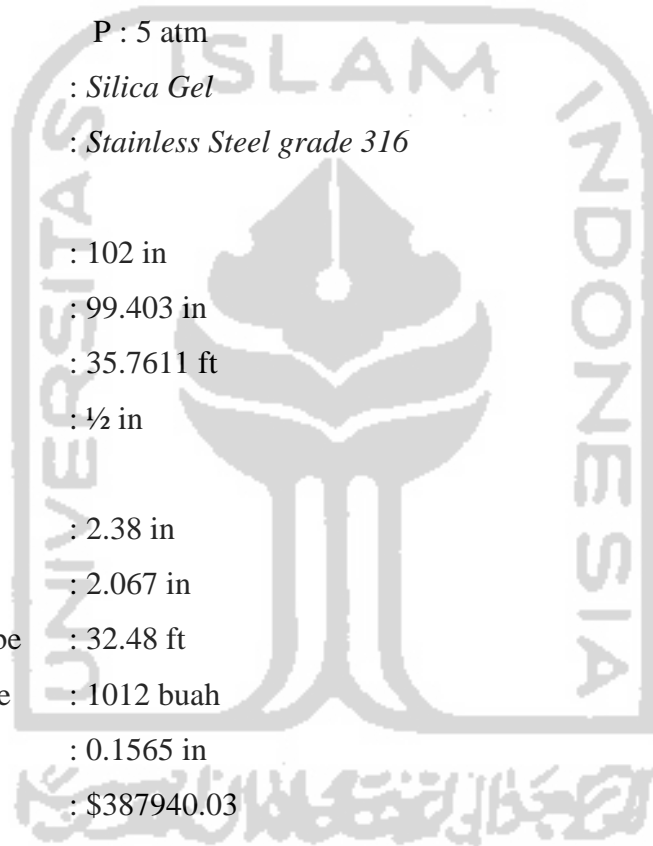
3.2.5. Heater

	Heater Sulfur	Heater MEA
Kode	HE-01	HE-02
Fungsi	Memanaskan sulfur	Memanaskan MEA
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	1247158.84 Kj	1353801.435 Kj
Shell (Fluida Dingin)		
Fluida	Sulfur	MEA
ID Shell	19,25 in	39 in
Passes	1	2
Baffle Spacing	9.625 in	19.5 in
Tube (Fluida Panas)		
Fluida	Steam	Steam
OD Tube	0.75 in	0.75 in
ID Tube	0.532 in	0.532 in
BWG	12	12
Jumlah Tube	262	1176
Panjang Pipa	16 ft	16 ft
Uc	7.286 Btu/ft ² .Jam.°F	55.8839 Btu/ft ² .Jam.°F
Ud	5.081 Btu/ft ² .Jam.°F	7.7659 Btu/ft ² .Jam.°F
Rd	0.0596 ft ² .Jam.°F/Btu	0.1108 ft ² .Jam.°F/Btu
ΔPt	0,026 psi	0,00808 psi
ΔPs	0,0000435 psi	0,0046 psi
Harga	\$ 138746.42	\$ 425290.43

Dimensi : Panjang : 12 ft
Lebar : 24 ft
Tinggi : 36 ft
Harga : \$133757163.30

3.2.8. Reaktor

Kode : R-01
Jenis : *Fixed bed reactor multitube*
Kondisi Operasi : T : 650°C
P : 5 atm
Katalis : *Silica Gel*
Material : *Stainless Steel grade 316*
Shell
OD : 102 in
ID : 99.403 in
Tinggi : 35.7611 ft
Tebal : ½ in
Tube
OD : 2.38 in
ID : 2.067 in
Panjang tube : 32.48 ft
Jumlah tube : 1012 buah
Tebal : 0.1565 in
Harga : \$387940.03



3.2.9. Kondensor

	Kondensor 1	Kondensor 2
Kode	CD-01	CD-02
Fungsi	Menurunkan suhu hingga 115°C dan mengkondensasikan sebagian keluaran reaktor (sulfur)	Menurunkan suhu hingga 40°C dan mengkondensasikan sebagian keluaran separator 1 (karbon disulfida)
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	4813053.0115 Kj	5935904.99 Kj
Shell		
Fluida	Fluida keluaran reaktor	Fluida keluaran separator 1
ID Shell	29 in	35 in
Passes	2	6
Baffle Spacing	14.5 in	17.5 in
Tube		
Fluida	<i>Dowtherm A</i>	Air Pendingin
OD Tube	1.5 in	1 in
ID Tube	0.782 in	0.782 in
BWG	12	12
Jumlah Tube	154	546
Panjang Pipa	12 ft	12 ft
Uc	93.4585 Btu/ft ² .Jam.°F	92.5525 Btu/ft ² .Jam.°F
Ud	38,574 Btu/ft ² .Jam.°F	73,9828 Btu/ft ² .Jam.°F
Rd	0.0152 ft ² .Jam.°F/Btu	0.0027 ft ² .Jam.°F/Btu
ΔPt	0,1077 psi	1,514 psi
ΔPs	0,0001 psi	0,00003 psi
Harga	\$94865.43	\$226050.11

3.2.10. Cooler

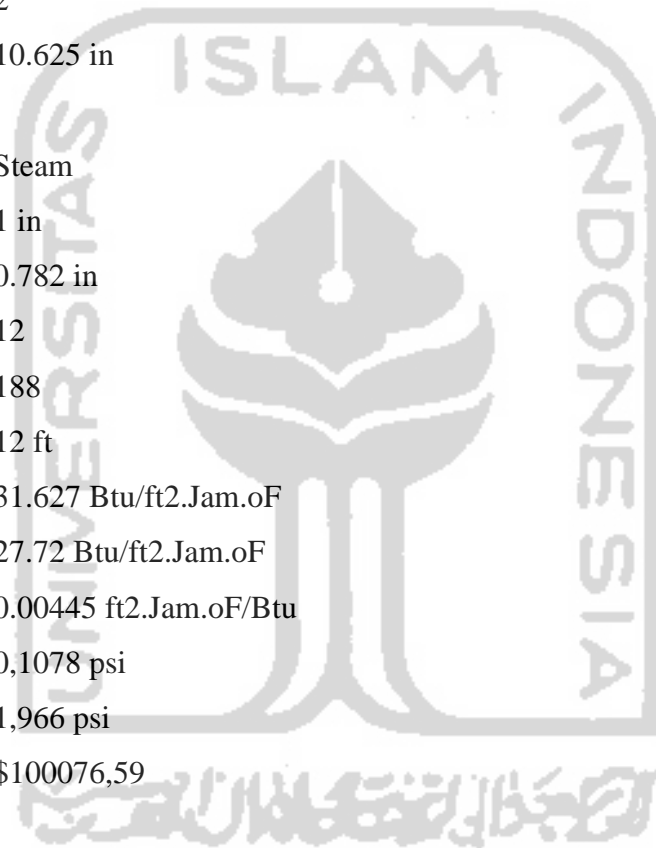
Kode : CL-01
Fungsi : Mendinginkan H₂S
Jenis : Shell and Tube
Beban Panas : 224286.22 Kj

Shell

Fluida : H₂S
ID Shell : 21.25 in
Passes : 2
Baffle Spacing: 10.625 in

Tube

Fluida : Steam
OD Tube : 1 in
ID Tube : 0.782 in
BWG : 12
Jumlah Tube : 188
Panjang Pipa : 12 ft
Uc : 31.627 Btu/ft².Jam.oF
Ud : 27.72 Btu/ft².Jam.oF
Rd : 0.00445 ft².Jam.oF/Btu
 Δ Pt : 0,1078 psi
 Δ Ps : 1,966 psi
Harga : \$100076,59



3.2.11. Separator

	Separator 1	Separator 2
Kode	SP-01	SP-02
Fungsi	Memisahkan fase gas dan fase cair (sulfur)	Memisahkan fase gas dan fase cair (karbon disulfida)
Jenis	<i>Vertical drum</i> dengan tutup torispherical flanged and dished head	<i>Vertical drum</i> dengan tutup torispherical flanged and dished head
Jumlah	1	1
Material	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Kondisi Operasi	P : 1 atm T : 115°C	P : 1 atm T : 30°C
Diameter Tangki	4.17 ft	3.5 ft
Tinggi Tangki	12.7959 ft	10.5005 ft
Tebal Shell	0.1875 in	0.1875 in
Tinggi Head	0.3939 ft	0.7402 ft
Tinggi Total	13.6162 ft	11.9809 ft
Harga	\$16383.76	\$14436.04

3.2.12. Absorber

Kode : AB-01
 Fungsi : Untuk melakukan penyerapan gas H₂S dengan menggunakan MEA sebagai larutan penyerapnya
 Jenis : Vertikal dengan tutup torispherical flanged dished head
 Material : *Stainless Steel 316*
 Tinggi Total : 52.49 ft
 Kondisi Operasi : T : 1 atm
 P : 50°C
 Diameter : 7.0676 ft
 Tebal Shell : 0.1875 in
 Tebal Head : 0.25 in
 Tinggi Head : 1.5216 ft
 Jenis Aliran : *Cross Flow Single Pass*
 Jarak plate : 1.64 ft
 Jumlah plate : 14
 Tebal plate : 0.1181 in
 Tebal skirt support : 0.1875 in

Harga : \$34027.82

3.2.13. Flashdrum

Kode : FD-01

Fungsi : memisahkan MEA dan H₂S yang keluar dari absorber

Jenis : Tangki vertikal dengan *torispherical flanged and dished head*

Material : Stainless Steel 316

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : T : 1 atm

P : 50°C

Diameter : 3.5 ft

Tebal shell : 0.1875 in

Tinggi shell : 39.3720 ft

Tebal Head : 0.25 in

Tinggi Head : 0.73 ft

Tinggi Total : 42.1609 ft

Harga : \$305448.35

3.2.14. Belt Conveyor

Kode : BC-01

Fungsi : Mengangkut sulfur padatan dari tangki menuju melter

Jenis : *Belt conveyor roughed belt on 20° idlers*

Kapasitas Belt : 28.35371 ton/jam

Panjang Belt : 100 ft

Kecepatan Belt : 7.7 ft/menit

Power : 0.33 HP

Harga : \$44339.27

3.2.15. Elevator

Kode : BE-01

Fungsi : membawa padatan sulfur menuju melter

Tipe : *Continuous bucket elevator*

Material : *Malleable iron*

Tinggi Elevator : 25 ft

Jarak Antar Bucket: 8 in

Power : 3 HP

Harga : \$14092.33

3.2.16. Pompa

	Pompa 1	Pompa 2
Kode	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan sulfur cair dari M-01 menuju V-01	Mengalirkan fluida dari CD-01 menuju SP-01
Jenis	<i>Gear Pump</i>	<i>Gear Pump</i>
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kapasitas	58.105 gpm	66.6940 gpm
OD	3.5 in	3.5 in
ID	3.068 in	3.07 in
Flow Area	0.0513 ft ²	0.0517 ft ²
Daya	0.5 Hp	0.5 Hp
NPSH min	5.066 ft	5.554 ft
Harga	\$12259.18	\$17758.63

	Pompa 3	Pompa 4
Kode	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan sulfur dari SP-01 menuju V-01	Mengalirkan fluida dari CD-02 menuju SP-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kapasitas	5.798 gpm	87.5134 gpm
OD	1.657 in	4.016 in
ID	1.378 in	3.543 in
Flow Area	0.0104 ft ²	0.0689 ft ²
Daya	0.05 Hp	0.5 Hp
NPSH min	1.089 ft	6.657 ft
Harga	\$8707,45	\$19133,49

	Pompa 5	Pompa 6
Kode	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan CS2 dari SP-02 menuju menuju T-02	Mengalirkan MEA menuju heater dari tangki MEA
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kapasitas	45.115 gpm	486.07 gpm
OD	2.875 in	2.875 in
ID	2.469 in	2.469 in
Flow Area	0.03322 ft ²	0.03322 ft ²
Daya	0.75 Hp	1 Hp
NPSH min	4.28 ft	274.4164 ft
Harga	\$12946.61	\$14665.18729

	Pompa 7	Pompa 8
Kode	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan MEA dari HE-02 menuju AB-01	Mengalirkan MEA dan H2S dari AB-01 menuju FD-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kapasitas	486.07 gpm	513.1739 gpm
OD	2.875 in	8.625 in
ID	2.469 in	7.981 in
Flow Area	0.03322 ft ²	0.3474 ft ²
Daya	7.5 Hp	7.5 Hp
NPSH min	25.4939 ft	21.6487 ft
Harga	\$12946.61	\$28528.37216

	Pompa 9
Kode	P-09
Fungsi	Mengalirkan MEA dari FD-01 menuju HE-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Material	<i>Stainless Steel</i>
Kapasitas	443.345 gpm
OD	8.625 in
ID	7.981 in
Flow Area	0.3474 ft ²
Daya	1.5 Hp
NPSH min	19.6374 ft
Harga	\$28528.37216

3.2.17. Blower

	Blower 1	Blower 2
Kode	BL-01	BL-02
Fungsi	Mengalirkan gas sulfur dari V-01 menuju HE-01	Mengalirkan gas metana dari T-01 menuju F-01
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>
Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Laju alir	23628.0938 Kg/jam	3529.2031 Kg/jam
Daya	0.75 Hp	0.1667 Hp
Harga	\$1145.717757	\$458.2871029

	Blower 3	Blower 4
Kode	BL-03	BL-04
Fungsi	Mengalirkan fluida dari SP-01 menuju CD-02	Mengalirkan fluida dari SP-02 menuju AB-01
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>
Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Laju alir	24804,39kg/jam	12178.12 kg/jam
Daya	0.75 Hp	0.33
Harga	\$916.57	\$572.84

	Blower 5
Kode	BL-05
Fungsi	Mengalirkan CH4 dari Ab-01 menuju F-01
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Material	<i>Carbon Steel</i>
Laju alir	871,7511523 kg/jam
Daya	0.05 Hp
Harga	\$114.57

3.2.18. Kompresor

	Kompresor 1	Kompresor 2
Kode	CP-01	CP-02
Fungsi	Menaikan tekanan gas sulfur dari 1 atm menjadi 5 atm	Menaikan tekanan gas metana dari 1 atm menjadi 5 atm
Jenis	<i>Centrifugal compresor</i>	<i>Centrifugal compresor</i>
Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Laju alir	23628.0938 Kg/jam	3529.2031 Kg/jam
Daya	75 Hp	125 Hp
Harga	\$73898.79535	\$83408.25273

	Kompresor 3
Kode	CP-03
Fungsi	Menaikan tekanan gas H ₂ S dari 1 atm menjadi 18 atm
Jenis	<i>Centrifugal compresor</i>
Material	<i>Carbon steel</i>
Laju alir	11396,49 Kg/jam
Daya	125 Hp
Harga	\$88410,52

3.2.19. Expansion Valve

Kode : EV-01
 Fungsi : Menurunkan tekanan fluida keluaran reaktor menjadi 1 atm
 Material : *Carbon steel*
 Laju alir : 27157.2968 kg/jam
 Daya : 7.5 Hp
 Harga : \$3659.943857

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu aspek penting yang perlu diperhatikan dalam pendirian suatu pabrik. Hal ini karena mempengaruhi terhadap kelancaran dan keberhasilan kegiatan industri. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik dapat dikelompokkan menjadi 2 yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

1. Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung akan mempengaruhi tujuan utama pabrik yang meliputi kegiatan produksi dan distribusi produk. Faktor-faktor tersebut diantaranya:

a. Bahan baku

Lokasi pendirian pabrik lebih baik dekat dengan penyediaan bahan baku, karena dapat dijadikan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi karbon disulfida adalah metana dan belerang. Metana diperoleh dari PT. Pertamina RU V Balikpapan dan sulfur dikirim dari PT. Candi Ngrimbi Jawa Timur

b. Transportasi

Pendirian pabrik di kawasan Balikpapan dipilih karena dekat dengan pelabuhan serta fasilitas darat dan laut yang memadai, sehingga pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut.

2. Faktor sekunder merupakan faktor langsung yang mempengaruhi sarana untuk peningkatan kinerja dari manajemen pabrik, yaitu meliputi proses produksi dan kesejahteraan tenaga kerja. Faktor-faktor tersebut diantaranya:

a. Utilitas

Sarana penunjang atau utilitas yang dibutuhkan seperti air, listrik, dan bahan bakar dapat diperoleh dengan cukup mudah karena berada di kawasan industri. Kebutuhan air dapat tercukupi karena berada lokasi pabrik berada di pinggir Sungai Wain. Kebutuhan listrik direncanakan diperoleh dari PLTU Kaltim Teluk. Kebutuhan bahan bakar solar diperoleh dari PT. Pertamina Balikpapan

b. Perizinan Pendirian Pabrik

Lokasi pendirian pabrik berada di kawasan industri, sehingga memudahkan untuk melakukan perizinan pendirian pabrik.

c. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Tenaga kerja diperlukan untuk berjalannya operasi pabrik dimulai dari administrasi, bagian pengolahan dan produksi, hingga pada bagian distribusi dan pemasaran. Tenaga kerja yang dipilih dapat disesuaikan dengan kebutuhan pabrik dengan menempatkan sumber daya manusia yang kompeten di bidangnya.

d. Iklim

Indonesia memiliki iklim tropis yaitu musim panas dan musim hujan, sehingga iklim dan cuaca di lokasi pabrik stabil.

e. Keadaan Tanah

Dengan banyaknya industri di daerah ini, menunjukkan bahwa jenis dan struktur tanah yang ada memang bisa digunakan untuk mendirikan suatu pabrik atau sesuai dengan daerah industri. Serta keadaan tanah di daerah ini termasuk dalam struktur tanah yang stabil

Selain faktor primer dan sekunder, terdapat juga faktor khusus yang perlu diperhatikan seperti:

a. Limbah Pabrik

Perlu diperhatikan juga limbah dari pabrik, terutama dampak terhadap kesehatan masyarakat di sekitar lokasi pabrik. Hal ini bisa dilakukan dengan membuat tempat pembuangan limbah khusus agar tidak mencemari lingkungan sekitar.

b. Pengontrolan terhadap bahaya banjir dan kebakaran

Dapat dilakukan dengan membangun pabrik yang jauh dari perumahan padat penduduk, serta tidak mendirikan pabrik di lokasi yang rawan banjir. Hal ini dimaksudkan agar jika terjadi hal-hal yang tidak diinginkan, tidak akan menjangar ke penduduk sekitar dan merugikan banyak pihak.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan bagian dari perancangan pabrik yang berfungsi untuk mengatur susunan letak bangunan untuk daerah proses, area perlengkapan, kantor,

gedung, utilitas dan yang lainnya untuk menjamin kelancaran proses produksi yang baik dan efisien, serta menjaga keamanan dari pabrik tersebut.

Terdapat beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik (plant lay out) diantaranya:

- a. Adanya kemungkinan untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang seperti penambahan unit baru, sehingga tidak menimbulkan masalah.
- b. Kemudahan dalam proses
- c. Unit utilitas ditempatkan terpisah dari unit proses
- d. Gedung-gedung yang terpisah dari unit proses dan utilitas, seperti kantor utama
- e. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis
- a. Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan

Berdasarkan faktor di atas, maka pengaturan tata letak pabrik karbon disulfida diantaranya:

1. Area Proses

Area yang merupakan tempat proses untuk memproduksi karbon disulfida, daerah ini diletakkan pada lokasi yang memudahkan *supply* bahan baku dari tempat penyimpanan produk serta mempermudah pengawasan dan perbaikan alat-alat.

2. Area Penyimpanan (*Storage*)

Bahan baku dan produk disimpan dalam area ini, penyimpanan tersebut diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan.

3. Area Utilitas / Sarana Penunjang

Area yang merupakan lokasi dari alat-alat penunjang produksi seperti air, tenaga listrik, pemanas, dan sarana pengolahan limbah.

4. Area Administrasi dan Perkantoran

Area ini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan pihak-pihak luar maupun dalam pabrik.

5. Area Laboratorium

Area ini sebagai tempat penelitian dan pengembangan, serta tempat untuk *quality control* produk dan bahan baku.

6. Fasilitas Umum

Fasilitas umum yaitu seperti fasilitas bersama pada umumnya yang terdiri dari kantin, lapangan parkir, klinik pengobatan serta tempat ibadah seperti musholla. Penempatan fasilitas ini bertujuan untuk memberi rasa nyaman kepada karyawan agar memanfaatkan fasilitas tersebut.

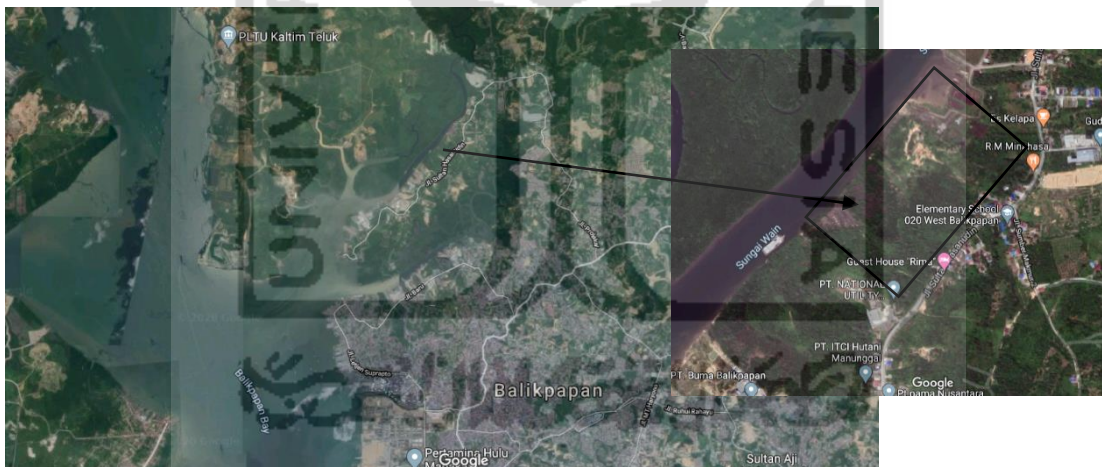
7. Area Perluasan

Tujuan area ini adalah untuk kebutuhan pabrik dimasa mendatang, seperti halnya peningkatan kapasitas produksi akibat peningkatan produk

8. Area Pemeliharaan dan Perawatan Pabrik

Area yang digunakan untuk melakukan kegiatan perawatan serta perbaikan peralatan sesuai kebutuhan pabrik. Area ini juga bisa disebut sebagai area perbengkelan (maintenance).

Pabrik karbon disulfida ini akan didirikan di Balikpapan, Kalimantan Timur di daerah dekat dengan PT. Pertamina RU V Balikpapan, Kalimantan Timur Lokasi tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.1 berikut



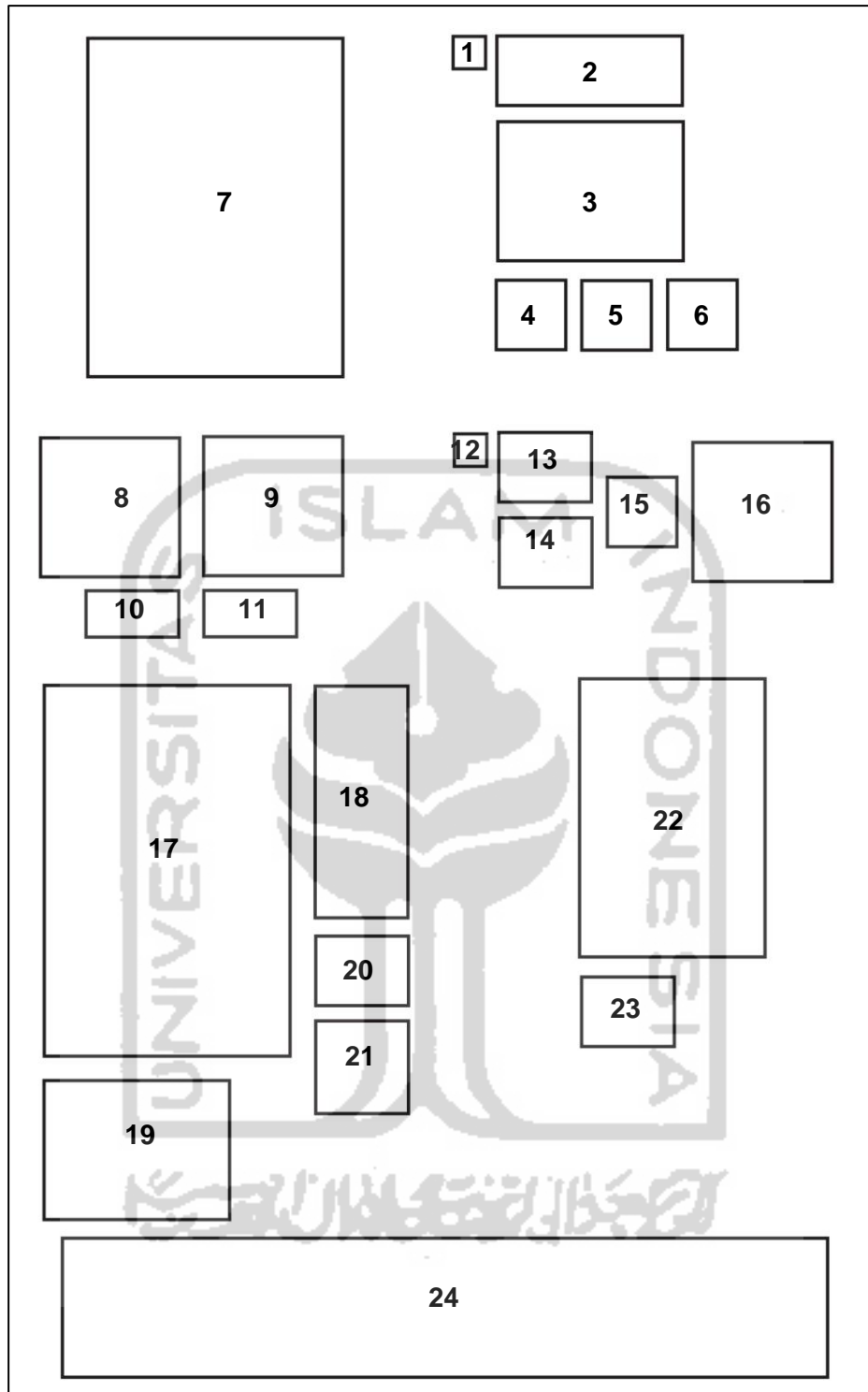
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik karbon disulfida

Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan dalam pabrik seperti: letak ruangan yang cukup antara peralatan satu dengan yang lain. Hal ini bertujuan untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan, serta dapat membuat peralatan bekerja sesuai dengan fungsinya. Hal lain yang perlu diperhatikan yaitu kesinambungan antar alat.

Pendirian pabrik Karbon Disulfida direncanakan dibangun pada lahan dengan ukuran sekitar 52.679 m², dan untuk luas total bangunan selain lahan parkir, jalan, taman, dan lahan perluasan direncanakan sebesar 15.629 m². Berikut tabel 4.1. adalah rincian luas pabrik karbon disulfida.

Tabel 4.1. Rincian Luas Pabrik

Nama Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m²)
Pos keamanan	14	14	196
Parkiran karyawan	30	40	1200
Parkiran Tamu	15	40	600
Parkiran Truk	15	20	300
Kantor utama	73	55	4015
Masjid	15	15	225
Kantin	15	15	225
Klinik	15	15	225
Perpustakaan	10	20	200
Taman	100	100	10000
Jalan	4000	5	20000
Unit pemadam kebakaran	15	20	300
Gudang bahan baku/bahan kimia	30	30	900
Bengkel	30	30	900
Utilitas	60	40	2400
Area produksi unit	37	14	518
Area Storage	50	20	1000
Kantor produksi dan proses	20	20	400
Laboratorium	10	20	200
Control room	30	40	1200
Gudang peralatan	30	30	900
Timbang Truk	15	15	225
Unit Pengolah Limbah	30	40	1200
Area perluasan	30	165	4950
Mess	20	20	400
Total Luas Tanah			52679
Total Luas Bangunan			15629



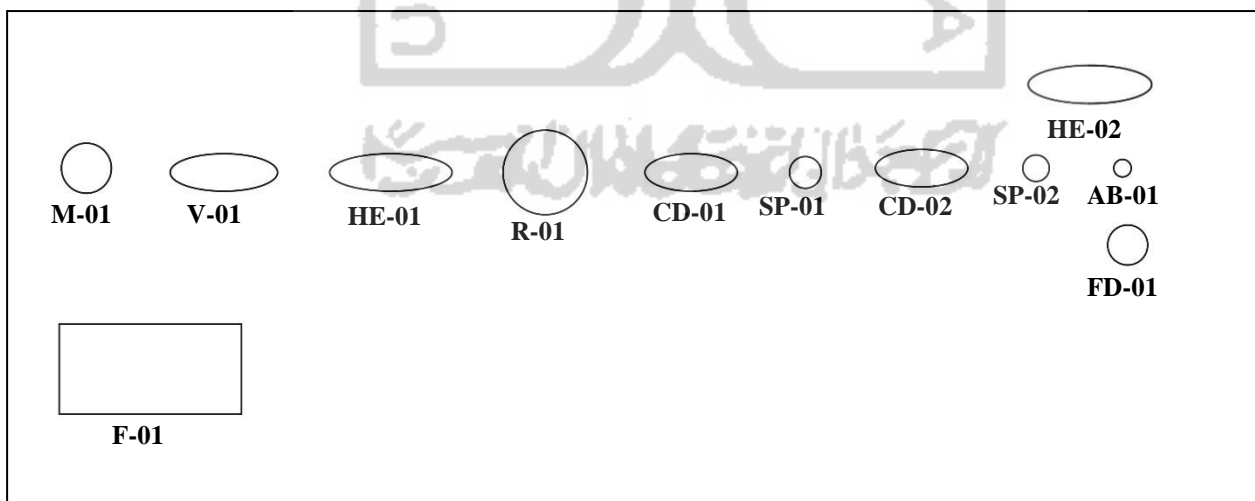
Gambar 4.2. *Layout* Pabrik Skala 1:1000

Keterangan Gambar:

- | | | |
|---------------------|----------------------------|----------------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 9. Gudang Bahan Baku | 17. Area <i>Storage</i> |
| 2. Parkir Tamu | 10. Perpustakaan | 18. Area Produksi |
| 3. Parkir Karyawan | 11. Laboratorium | 19. Unit Pengolah Limbah |
| 4. Kantin | 12. Pos Keamanan | 20. Control Room Proses |
| 5. Masjid | 13. Parkir Truk | 21. Kantor Produksi dan Proses |
| 6. Klinik | 14. Unit Pemadam Kebakaran | 22. Utilitas |
| 7. Kantor Utama | 15. Timbang Truk | 23. <i>Control Room</i> Utilitas |
| 8. Gudang Peralatan | 16. Bengkel | 24. Area Perluasan |

4.3. Tata Letak Alat Proses

Pengaturan tata letak alat proses dan tempat-tempat yang menunjang berlangsungnya produksi suatu pabrik perlu dipertimbangkan supaya proses produksi dan transportasi berlangsung dengan lancar. Tata letak peralatan pabrik secara ditunjukkan pada gambar berikut:



Gambar 4.3. *Layout* Tata Letak Alat Proses Skala 1:100

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

1. Melter (M-01)

Tabel 4.2. Neraca Massa Melter

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 1		Arus 2
S	23647,3158		23647,3158

2. Vaporizer (V-01)

Tabel 4.3. Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 9 (recycle)	Arus 3
S ₂	23647,3158	2362,3667	23647,3158
Jumlah	23647,3158		23647,3158

3. Heater-01 (HE-01)

Tabel 4.4. Neraca Massa Heater-01

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 3		Arus 6
S ₂	23647,3158		23647,3158

4. Furnace (F-01)

Tabel 4.5. Neraca Massa Furnace

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 4	Arus 16 (recycle)	Arus 5
CH ₄	2955,9145	295,5914	2955,9145
C ₂ H ₆	487,2387	487,2387	487,2387
C ₃ H ₈	71,4617	71,4617	71,4617
C ₄ H ₁₀	11,7749	11,7749	11,7749
N ₂	5,6845	5,6845	5,6845
Jumlah	3532,07		3532,07

5. Reaktor (R-01)

Tabel 4.6. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 6	Arus 5	Arus 7
CH ₄		2955,9145	295,5914
C ₂ H ₆		487,2387	487,2387
C ₃ H ₈		71,4617	71,4617
C ₄ H ₁₀		11,7749	11,7749
N ₂		5,6845	5,6845
S ₂	23647,3158		2364,7316
CS ₂			12636,5344
H ₂ S			11306,3729
Jumlah	23647,3158	3532,0742	27179,39
	27179,39		27179,39

6. Kondensor-01 (CD-01)

Tabel 4.7. Neraca Massa Kondensor-01

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 7	Arus 8
CH ₄	295,5914	295,5914
C ₂ H ₆	487,2387	487,2387
C ₃ H ₈	71,4617	71,4617
C ₄ H ₁₀	11,7749	11,7749
N ₂	5,6845	5,6845
S ₂	2364,7316	2364,7316
CS ₂	12636,5344	12636,5344
H ₂ S	11306,3729	11306,3729
Jumlah	27179,39	27179,39

7. Separator-01 (SP-01)

Tabel 4.8. Neraca Massa Separator-01

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
CH ₄	295,5914		295,5914
C ₂ H ₆	487,2387		487,2387
C ₃ H ₈	71,4617		71,4617
C ₄ H ₁₀	11,7749		11,7749
N ₂	5,6845		5,6845
S ₂	2364,7316	2362,3669	2,3647
CS ₂	12636,5344	12,6365	12623,8979
H ₂ S	11306,3729		11306,3729
Jumlah	27179,39	2375,0033	24804,3866
		27179,39	

8. Kondensor-02 (CD-02)

Tabel 4.9. Neraca Massa Kondensor-02

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 10	Arus 11
CH ₄	295,5914	295,5914
C ₂ H ₆	487,2387	487,2387
C ₃ H ₈	71,4617	71,4617
C ₄ H ₁₀	11,7749	11,7749
N ₂	5,6845	5,6845
CS ₂	12623,8979	12623,8979
H ₂ S	11306,3773	11306,3773
S ₂	2,3647	2,3647
Jumlah	24804,3866	24804,3866

9. Separator-02 (SP-02)

Tabel 4.10. Neraca Massa Separator-02

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Arus 11		Arus 12	Arus 13
CH ₄	295,5914			295,5914
C ₂ H ₆	487,2387			487,2387
C ₃ H ₈	71,4617			71,4617
C ₄ H ₁₀	11,7749			11,7749
N ₂	5,6845			5,6845
CS ₂	12623,8979		12623,8979	
H ₂ S	11306,3773			11306,3729
S ₂	2,3647		2,3647	
Jumlah	24804,3866		12626,2626	12178,1240
			24804,3866	

10. Absorber (AB-01)

Tabel 4.11. Neraca Massa Absorber

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Arus 13	Arus 15	Arus 16	Arus 17
CH ₄	295,5914		295,5914	
C ₂ H ₆	487,2387		487,2387	
C ₃ H ₈	71,4617		71,4617	
C ₄ H ₁₀	11,7749		11,7749	
N ₂	5,6845		5,6845	
H ₂ S	11306,3729			11306,3729
MEA		101424,8156		101424,8156
Jumlah	12178,124	101424,8156	871,7512	112731,1885
	113602,940		113602,940	

11. Flashdrum (FD-01)

Tabel 4.12. Neraca Massa Flashdrum

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
H ₂ S	11306,37	11,31	11295,07
MEA	101424,816	101323,7	101,425
		101334,70	11396,49
Jumlah	112731,19	112731,19	

12. Heater-02 (HE-02)

Tabel 4.13. Neraca Massa Heater-02

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 14	Arus 15
MEA	101425	101425
Jumlah	101425	101425

13. Cooler

Tabel 4.14. Neraca Massa Cooler

Komponen	Input	Output
	Arus 19	Arus 20
H ₂ S	11295,067	11295,06651
MEA	101,425	101,4248156
Jumlah	11396,491	11396,49133

Neraca Massa Total

Tabel 4.15. Neraca Massa Total

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)			Arus Keluar (kg/jam)				
	Arus 1	Arus 4	Arus 14	Arus 9	Arus 12	Arus 16	Arus 19	Arus 18
CH4		2955,91448				295,5914		
C2H6		487,2386506				487,2387		
C3H8		71,46166875				71,4617		
C4H10		11,77493406				11,7749		
N2		5,684450923				5,6845		
S	23647,3158			2362,366853	2,365			
CS2				12,6365344	12623,8979			
H2S							11295,0665	11,30637289
MEA			101425				101,425	101323,3908
Jumlah	23647,3158	3532,074185	101425	2375,003387	12626,263	871,7512	11396,4913	101334,6972
		128604,206				128604,2056		

4.4.2. Neraca Panas

1. Melter (M-01)

Tabel 4.16. Neraca Panas Melter

Komponen	Qin (Kj)		Qout (Kj)
	Arus 1	Qsteam	Arus 2
S	4252,267417		7555395,857
Qsub total	4252,267417	7551143,59	7555395,857
Qtotal	7555395,857		7555395,857

2. Vaporizer (V-01)

Tabel 4.17. Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Qin (Kj)		Qout (Kj)
	Arus 3	Qsteam	Arus 4
S ₂	3420393,464		22474448,63
Qsub total	3420393,464	19054055,17	22474448,63
Qtotal	22474448,63		22474448,63

3. Heater-01 (HE-01)

Tabel 4.18. Neraca Panas Heater

Komponen	Qin (Kj)		Qout (Kj)
	Arus 3	Qsteam	Arus 6
S ₂	4141665,933		5389839,371
Qsub total	1248173,438	1248173,438	5389839,371
Qtotal	5389839,371		5389839,371

4. Furnace (F-01)

Tabel 4.19. Neraca Panas Furnace

Komponen	Qin (Kj)		Qout (Kj)
	Arus 4	Qsteam	Arus 5
CH ₄	32185,93796		4537141,199
C ₂ H ₆	2294,584678		572239,5861
C ₃ H ₈	231,9956449		79111,36373
C ₄ H ₁₀	21,07277983		12890,60727
N ₂	29,77559558		3716,798661
Qsub total	34763,36666	5170336,188	5205099,555
Qtotal	5205099,555		5205099,555

5. Reaktor (R-01)

Tabel 4.20. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Qin (Kj)			Qout (Kj)	
	Arus 5	Arus 6	Qsteam	Arus 7	QR
CH ₄		4537141,199		453714,1199	
C ₂ H ₆		572239,5861		572239,5861	
C ₃ H ₈		79111,36373		79111,36373	
C ₄ H ₁₀		12890,60727		12890,60727	
N ₂		3716,798661		3716,798661	
S ₂	5389839,371			538983,9371	
CS ₂				4499838,958	
H ₂ S				7305713,144	
Qsub total	5389839,371	5205099,555	25031977,03	13466208,51	22160707,44
Qtotal	35626915,96			35626915,96	

6. Kondensor-01 (CD-01)

Tabel 4.21. Neraca Panas Kondensor-01

Komponen	Qin (Kj)	Qout (Kj)	
	Arus 7	Arus 8	Pendingin
CH ₄	186967,489	55924,19553	
C ₂ H ₆	190730,741	44697,19831	
C ₃ H ₈	24408,97604	4967,584462	
C ₄ H ₁₀	3733,964187	596,9753271	
N ₂	1771,397033	533,6934205	
S ₂	1151568,107	382740,0766	
CS ₂	1731028,961	1002859,482	
H ₂ S	3344862,634	325784,5038	
Qsubtotal	6635072,269	1818103,71	4816968,559
Qtotal	6635072,269	6635072,269	

7. Kondensor-02 (CD-02)

Tabel 4.22. Neraca Panas Kondensor-02

Komponen	Qin (Kj)	Qout (Kj)	
	Arus 10	Arus 11	Pendingin
CH ₄	55924,19553	3218,593796	
C ₂ H ₆	44697,19831	2294,584678	
C ₃ H ₈	4967,584462	231,9956449	
C ₄ H ₁₀	596,9753271	21,07277983	
N ₂	533,6934205	29,77559558	
CS ₂	5121035,422	33687,296	
H ₂ S	1002859,482	56283,11916	
S ₂	0,036948931	19,852	
Qsubtotal	6230614,589	95766,438	6134828,299
Qtotal	6230614,589	6230614,589	

8. Heater (HE-02)

Tabel 4.23. Neraca Panas Heater

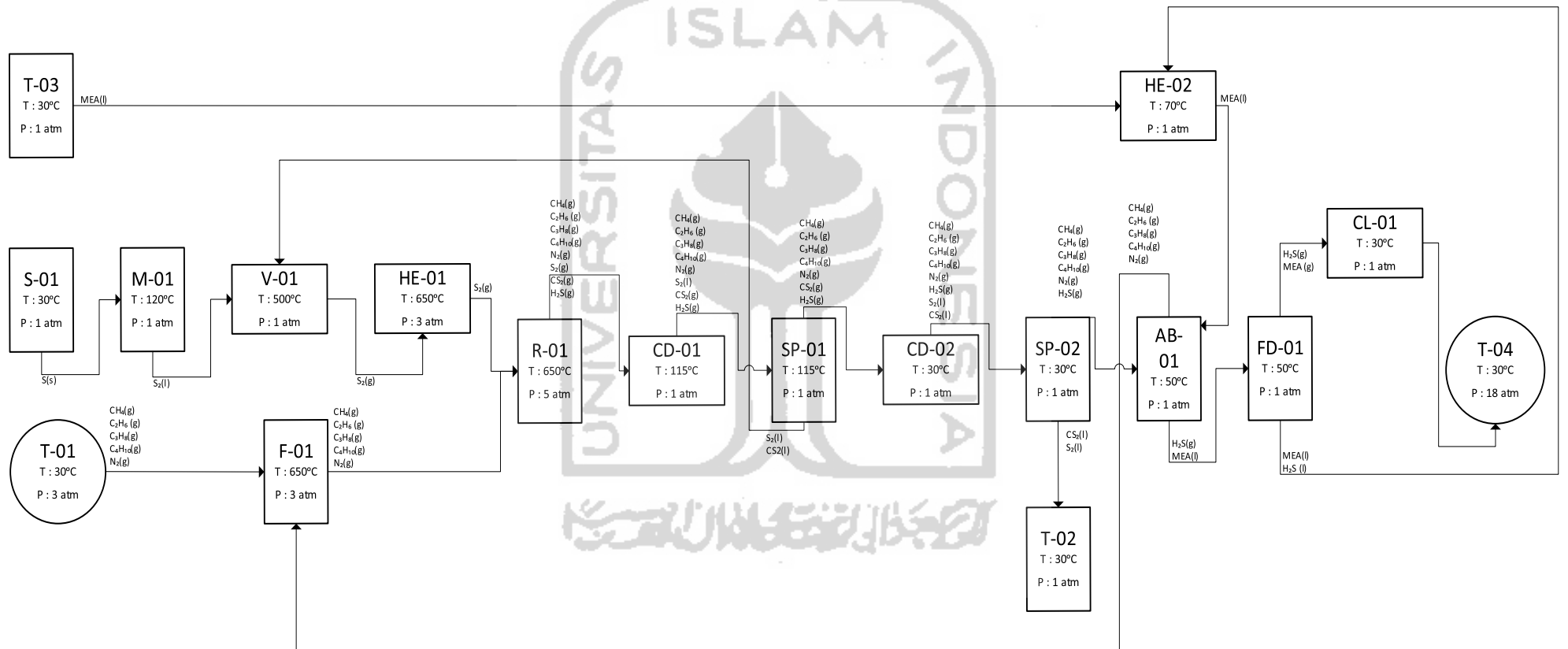
Komponen	Qin (Kj)		Qout (Kj)
	Arus 14	Qsteam	Arus 15
MEA	217446,7487		3644597,229
Qsub total	217446,7487	3427150,48	3644597,229
Qtotal	3644597,229		3644597,229

9. Cooler

Tabel 4.24. Neraca Panas Cooler

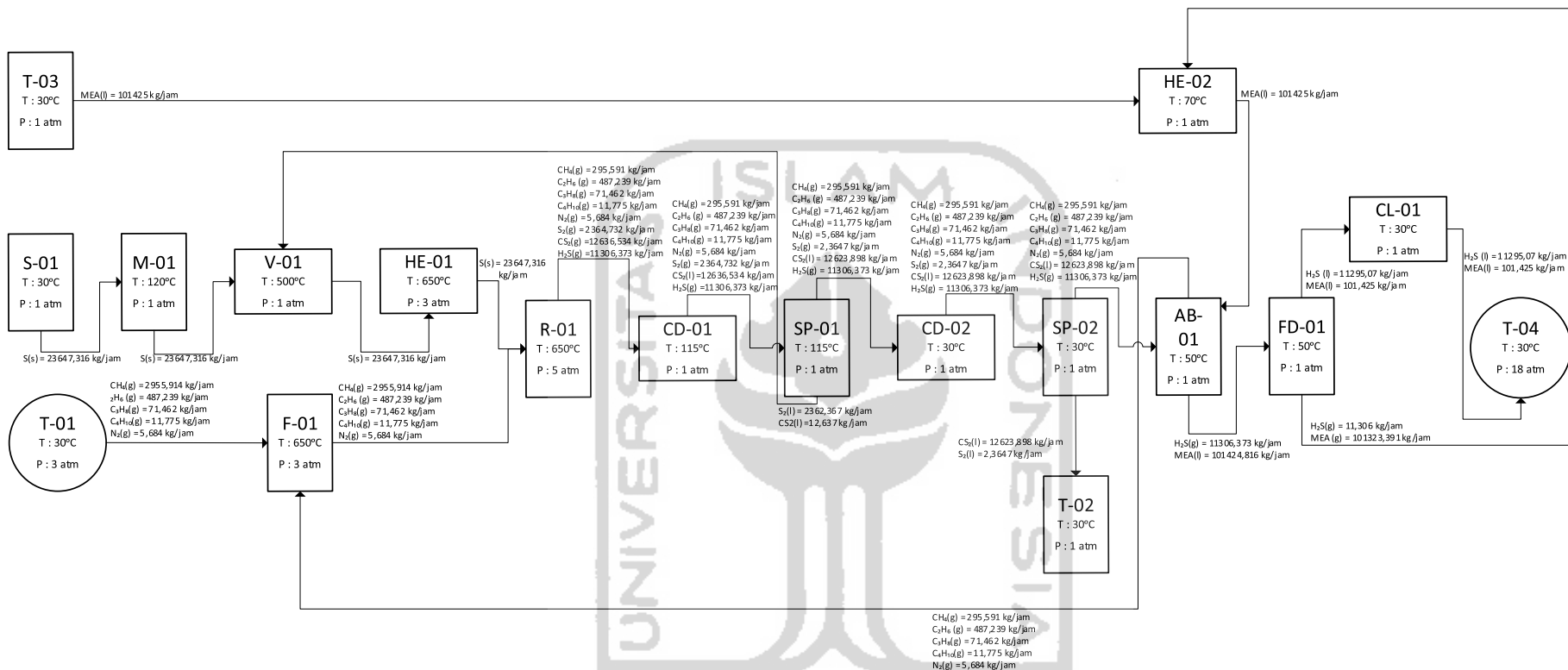
Komponen	Qin(Kj)	Qout (Kj)	
	Arus 19	Arus 20	Pendingin
MEA	166,4520194	3,05451039	
H2S	280569,343	56283,11916	
Sub total	280735,795	56286,17367	224449,6214
Qtotal	280569,343	280569,343	

4.4.3. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4. Diagram Alir Kualitatif

4.4.4. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5. Diagram Alir Kuantitatif

4.5. Utilitas

Unit utilitas memegang peranan yang penting dan harus ada dalam suatu pabrik agar dapat berjalan. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik Karbon Disulfida antara lain:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water System*)
2. Unit pembangkit steam (*Steam Generation System*)
3. Unit penyediaan *dowtherm*
4. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)
5. Unit penyediaan udara instrumen (*Instrument Air System*)
6. Unit penyediaan bahan bakar (*Fuel System*)

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

1. Pengadaan Air

a. Air Domestik

Berdasarkan standar WHO kebutuhan air perorang adalah 120 liter/hari. Dalam pabrik ini, karyawan yang bekerja adalah sejumlah 215 karyawan. Sehingga jumlah kebutuhan untuk air domestik untuk karyawan adalah 1075 kg/jam dan ditambah dengan air cadangan sejumlah 425 kg/jam, maka jumlah total untuk air kebutuhan karyawan dan air cadangan yaitu sebanyak 1500 kg/jam.

b. Air Umpan Boiler

Steam digunakan sebagai pemanas pada suatu alat proses. Kebutuhan steam untuk peralatan pabrik karbon disulfida ini ditunjukkan pada Tabel 4.22. sebagai berikut:

Tabel 4.25. Kebutuhan *steam*

Alat	Jumlah (kg/ jam)
Melter	2806,974
Vaporizer	5396,145
Heater sulfur	297,197
Heater MEA	516,842
Furnace	33218,450
Reaktor	223717,615
Total steam	265953,223

Air umpan boiler disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti steam yang hilang karena *blowdown* 15% dan *steam trap* 5%. Sehingga kebutuhan untuk air *make up* adalah 63828,77 kg/jam.

c. Air Servis

Air servis pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kebersihan, pertamanan, pemadam kebakaran, dan air cadangan. Kebutuhan air servis untuk peralatan pabrik karbon disulfida ini ditunjukkan pada Tabel 4.26. sebagai berikut:

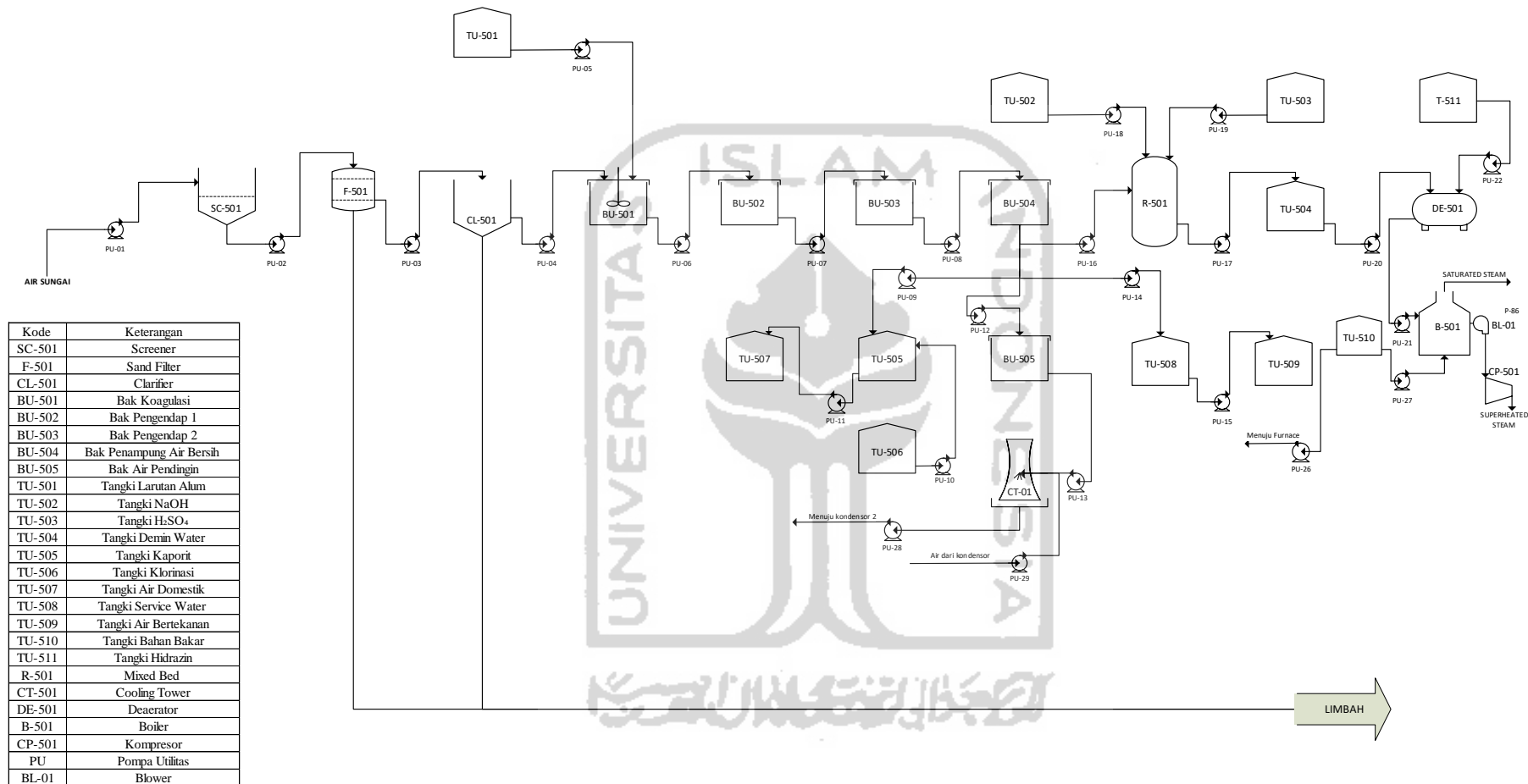
Tabel 4.26. Kebutuhan Air Servis

Keperluan	Jumlah (kg/jam)
Laboratoium	208,33
Kebersihan dan Pertamanan	375
Pemadam Kebakaran	1500
Cadangan	2083,33
Total	4166,67

d. Air Pendingin

Fungsi air pendingin adalah sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas atau *heat exchanger*. Digunakannya air sebagai air pendingin dikarenakan air merupakan bahan yang mudah didapatkan dan dapat menyerap panas. Kebutuhan air pendingin adalah sebanyak 135000 kg/jam yang dipakai untuk alat proses berupa kondensor 2, cooler 1, dan pendingin dowertherm. Namun dengan adanya *drift loss* yaitu kerugian massa air akibat terbawa aliran udara yang melintasi *cooling tower* dan *blowdown* yaitu kerugian yang diakibatkan oleh pembuangan sejumlah air sirkulasi untuk mencegah terjadinya konsentrasi larutan atau zat-zat lain pada air sirkulasi maka berdasarkan perhitungan dibuat air *make up* sebanyak 3442,50 kg/jam.

Proses pengolahan air sungai dibagian utilitas dapat diolah dengan alur proses pada Diagram alir pengolahan air sungai pada Gambar 4.6 di bawah ini



Gambar 4.6. Diagram Alir Pengolahan Air Sungai

2. Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi. Air bebas mineral yang sudah melewati proses demineralisasi menjadi umpan pada boiler. Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *mixed bed* untuk menghilangkan ion yang terlarut dalam air menggunakan resin kation dan resin anion. Pada akhir proses demineralisasi, akan didapatkan air dengan kualitas yang sangat murni. Unit ini menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi

Tabel 4.27. Spesifikasi Boiler

Kapasitas	265953,2331 kg/jam
Jenis	Water Tube
Jumlah	1

Untuk kebutuhan industri, adanya kontaminan di dalam air menjadi faktor yang perlu diperhatikan. Dimana keberadaan kontaminan bisa menimbulkan masalah serius. Mulai dari korosi, kerak, hingga *carry over*. Oleh karena itu, air yang akan digunakan wajib merupakan air yang sudah melalui proses pemurnian.

3. Unit Penyedia Dowtherm

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan pada alat yang digunakan, maka kebutuhan dowtherm disediakan dengan *excess* 20% untuk peralatan pabrik karbon disulfida yaitu direncanakan sebanyak 104270,11 kg/jam dan *make up* sebesar 10% sebanyak 114697,12 kg/jam. Pada alat proses yang membutuhkan dowtherm adalah kondensor 1 yang mana membutuhkan penurunan suhu yang besar.

4. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh PLTU Kaltim Teluk dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLTU mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power - power yang dinilai penting antara lain boiler, kompresor, pompa.

Tabel 4.28. Spesifikasi Diesel

Kapasitas	84,51 kg/jam
Jenis	AC Generator
Jumlah	1

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLTU 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Tabel 4.29. Kebutuhan listrik untuk alat proses

Nama Alat	Daya (Hp)
Conveyor Belt	0,33
Bucket Elevator	3
Melter	75,00
Expander valve	7,50
Kompresor-01	75,00
Kompresor-02	125,00
Blower-01	0,75
Blower-02	0,17
Blower-03	0,75
Blower-04	0,33
Blower-05	0,05
Pompa-01	0,50
Pompa-02	0,50
Pompa-03	0,05
Pompa-04	0,50
Pompa-05	0,75
Pompa-06	0,75
Pompa-07	7,5
Pompa-08	7,50
Pompa-09	1,50
Total	212,43

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 212,43 Hp, maka total power yang dibutuhkan = 158,475 kW

Tabel 4.30. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Nama Alat	Daya (Hp)
Bak koagulasi dan flokulasi	2,00
Cooling tower	30,00
Kompresor udara tekan	20,00
Kompresor (superheated)	100,00
Pompa-01	60,00
Pompa-02	30,00
Pompa-03	40,00
Pompa-04	15,00
Pompa-05	0,05
Pompa-06	15,00
Pompa-07	15,00
Pompa-08	25,00
Pompa-09	0,05
Pompa-10	0,05
Pompa-11	0,05
Pompa-12	1,00
Pompa-13	1,50
Pompa-14	0,13
Pompa-15	0,13
Pompa-16	200,00
Pompa-17	0,05
Pompa-18	10,00
Pompa-19	2,00
Pompa-20	200,00
Pompa-21	200
Pompa-22	0,05
Pompa-23	0,25
Pompa-24	0,5
Pompa-25	0,5
Pompa-26	0,75
Pompa-27	0,05
Pompa-28	7,5
Pompa-29	1
Pompa-30	0,05
Pompa-31	0,05
Blower-01	30
Blower-02	0,5
Blower-03	0,05
Total	1008,25

Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas = 1008,25 Hp, maka total power yang dibutuhkan = 752,15 Kw

Kebutuhan listrik untuk penerangan, ac, instrumentasi, laboratorium, bengkel, dan lain-lain sebesar 200 kW.

4.31. Kebutuhan listrik total

Jumlah kebutuhan listrik total	1110,63 kW
Over design 20%	1332,76 kW

5. Unit penyediaan udara instrumen (Instrument Air System)

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 134,577 m³/jam.

6. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada boiler, furnace, dan generator.

4.32. Kebutuhan Bahan Bakar

Keperluan	Jumlah (kg/jam)
Boiler	14470,564
Furnace	161,825
Generator	149,765
Total	14782,155

4.6. Organisasi Perusahaan

Organisasi merupakan suatu sistem yang terdiri dari sub-sistem atau bagian-bagian yang saling berkaitan satu sama lainnya dalam melakukan aktivitasnya. Aktivitas ini bukanlah merupakan suatu kegiatan yang temporer atau sesaat saja, akan tetapi merupakan kegiatan yang memiliki pola atau urutan yang dilakukan secara relatif teratur dan berulang-ulang. Organisasi sering diartikan sebagai kelompok yang secara bersama-sama ingin mencapai suatu tujuan yang sama (Priyono, 2007).

Organisasi merupakan suatu kelompok manusia yang berinteraksi melakukan berbagai kegiatan secara koordinasi untuk mencapai tujuan, dimana pada dasarnya

bahwa individu tidak dapat mencapai tujuan secara sendiri-sendiri Anthony (1995). Artinya tujuan organisasi dapat dicapai melalui manajemen yang dilakukan terhadap sejumlah orang sebagai pelaksana setiap pekerjaan organisasi. Seperti halnya organisasi dalam sebuah perusahaan/organisasi dalam sebuah industri. Keberhasilan suatu perusahaan/industri dalam mencapai tujuannya sangat tergantung pada pengelolaan (manajemen) organisasi yang meliputi perencanaan, pelaksanaan dan pengendalian, pembagian wewenang dan tanggung jawab.

4.6.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik karbon disulfida dari metana dan sulfur dengan kapasitas 100.000 ton/tahun yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap mitra turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam setiap saham. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, antara lain sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi manajemen. Pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usaha.

4.6.2. Struktur Organisasi

Perusahaan Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan serta pengembangan dan pengendalian mutu. Sedangkan Manajer keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, administrasi, bagian umum dan keamanan serta bagian kesehatan, keselamatan kerja dan lingkungan. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (*Supervisor*) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

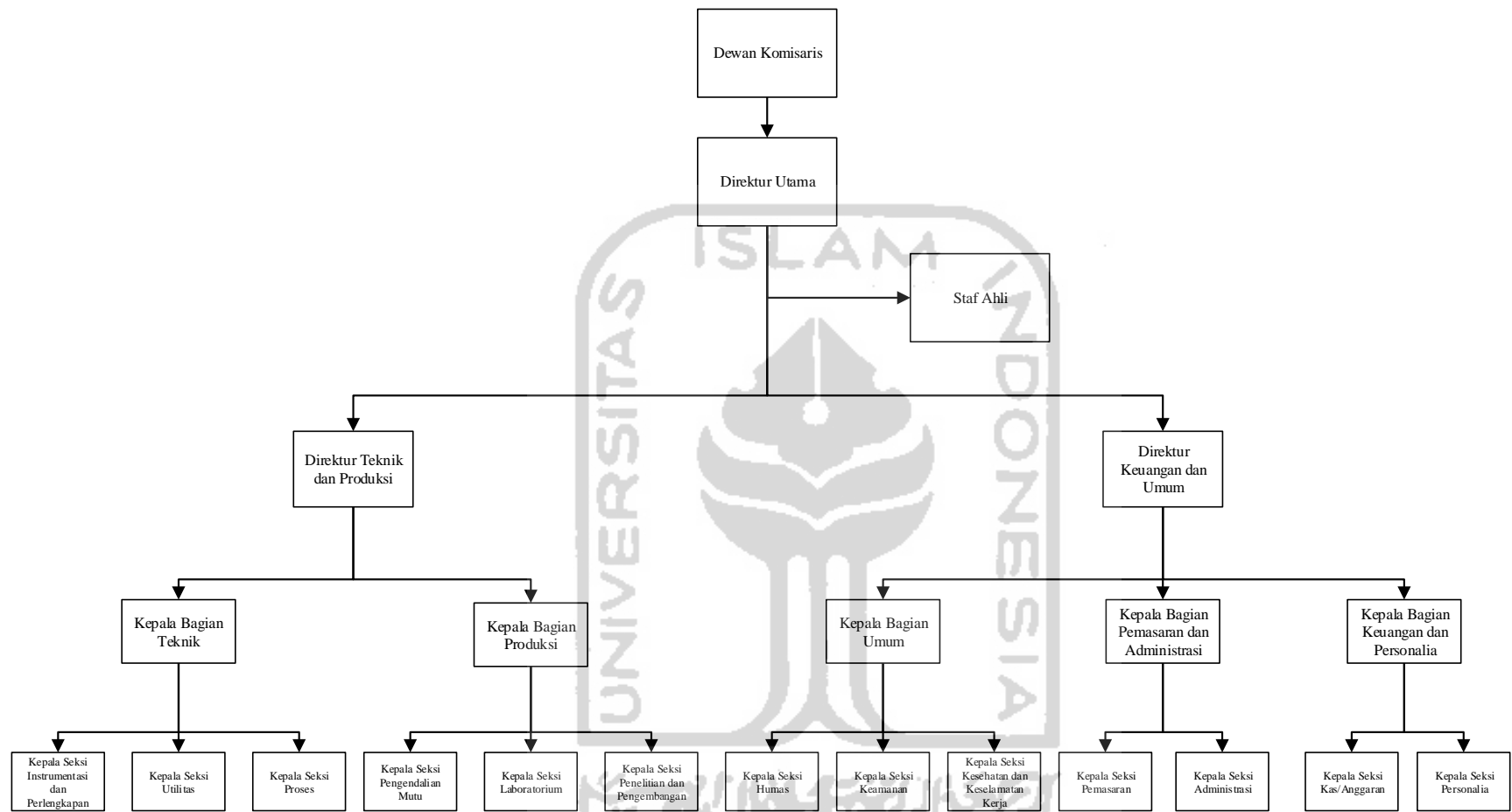
Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi pejabat

3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

Secara keseluruhan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada Gambar 4.7 berikut:





Gambar 4.7. Struktur Oragnisasi Perusahaan

4.6.3. Tugas dan Wewenang

1. Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan direktur
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
- c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju atau mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi:

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum Tugas

Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4. Staf Ahli

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

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan
- b. pengembangan perusahaan.
- c. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- d. Mempertinggi efisiensi kerja.

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dan bertanggung jawab dalam bidang proses, utilitas, perlengkapan dan instrumentasi

- b. Kepala Bagian Produksi
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan dan bertanggung jawab dalam bidang yang berhubungan dengan produksi produk seperti pengendalian mutu, laboratorium, penelitian dan pengembangan.
 - c. Kepala Bagian Umum
Tugas : Mengkoordinasikan dan bertanggung jawab dalam bidang humas, keamanan, kesehatan dan keselamatan kerja
 - d. Kepala Bagian Pemasaran
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran dan pengadaan barang
 - e. Kepala Bagian Keuangan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap bidang keuangan dan administrasi
6. Kepala Seksi
- Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.
- a. Kepala Seksi Instrumentasi dan Perlengkapan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap peyediaan alat-lat instrumentasi dan perlengkapan perusahaan
 - b. Kepala Seksi Utilitas
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan untuk proses.
 - c. Kepala Seksi Proses
Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.
 - d. Kepala Seksi Pengendalian Mutu
Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

- e. Kepala Seksi Laboratorium
Tugas : Bertanggung jawab terhadap laboratorium di perusahaan
- f. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan
Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.
- g. Kepala Seksi Humas
Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.
- h. Kepala Seksi Keamanan
Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
- i. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja
Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.
- j. Kepala Seksi Pemasaran
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku.
- k. Kepala Seksi Administrasi
Tugas : Mengkoordinasikan dan bertanggung jawab terhadap kegiatan administrasi
- l. Kepala Seksi Kas/Anggaran
Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
- m. Kepala Seksi Personalia
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

4.6.4. Sistem Kepegawaiaan

1. Sistem Kerja

Pabrik karbon disulfida direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan waktu 24 jam dalam sehari. Hari kerja unit produksi

adalah hari senin sampai hari minggu. Sisa hari yang bukan hari libur akan digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Penggunaan hari ini bertujuan untuk menjaga kelancaran proses produksi sereta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja karyawan diatur dengan sistem *shift* dan *non-shift*.

a. Sistem *Shift*

Berlakunya jadwal kerja *shift* untuk karyawan pada bagian unit produksi dan dilakukan secara bergilir. Pembagian kerja dibagi dalam 4 grup, dimana masing-masing grup akan bekerja sesuai dengan waktu antar *shift* dalam satu minggu. Pengaturan jadwal kerja *shift* dapat dilihat pada Tabel 4. 33 Berikut:

Tabel 4.33 Jadwal Kerja Shift

<i>Shift</i>	Jam Kerja
1.	08.00 – 16.00
2.	16.00 – 00.00
3.	00.00 – 08.00

Sedangkan pengaturan tentang jadwal kerja grup dapat dilihat pada Tabel 4.34 berikut:

Tabel 4.34 Jadwal Kerja Grup

<i>Shift</i>	Hari							
	1	2	3	4	5	6	7	8
1	A	A	B	B	C	C	D	D
2	B	B	C	C	D	D	A	A
3	C	C	D	D	A	A	B	B
Libur	D	D	A	A	B	B	C	C

Keterangan:

A = Grup kerja 1

B = Grup kerja 2

C = Grup kerja 3

D = Group kerja 4

Sistem *shift* unit keamanan Unit keamanan dibagi dalam tiga kelompok, pembagian kerja pada unit keamanan dapat dilihat pada Tabel 4.35 berikut:

Tabel 4.35 Pembagian Waktu Kerja Shift Unit Keamanan.

<i>Shift</i>	Jam Kerja
1.	08.00 – 16.00
2.	16.00 – 00.00
3.	00.00 – 08.00

b. Sistem Non-*Shift*

Sistem non-*shift* berlaku bagi semua karyawan yang tidak terlibat langsung dalam kegiatan produksi dan pengamanan pabrik. Hari kerja tersebut adalah hari Senin sampai Jumat, dengan pengaturan kerja dapat dilihat pada Tabel 4.36 berikut:

Tabel 4.36 Pembagian Waktu Kerja untuk Non-*Shift*

Hari	Jam Kerja
Senin – Kamis	07.30 – 15.30
Jum'at	07.30 – 15.30

2. Perincian Tenaga Kerja

Dalam pengelolaan sumber daya manusia (SDM), hal yang perlu dilakukan pertama kali yaitu melakukan analisa jabatan (*job analysis*) untuk menduduki jabatan dalam suatu organisasi perusahaan. Selanjutnya menyusun rincian/deskripsi jabatan (*job description*) agar seluruh kegiatan

perusahaan tercakup dalam deskripsi jabatan, tidak boleh terdapat jabatan yang tumpang tindih maupun yang tidak diikuti sertakan.

Perlunya membuat perincian jumlah tenaga kerja adalah agar mengetahui berapa banyak jumlah tenaga kerja yang terdapat dalam pabrik tersebut, serta mempermudah pengecekan terhadap tenaga kerja karena jumlahnya yang pasti (sudah terhitung) sebelumnya.

Untuk besar gaji ditentukan berdasarkan atas kedudukan dalam organisasi dan keahliannya. Tenaga kerja diperlukan spesifikasi jabatan yang menyangkut jenjang pendidikan, kemampuan kerja (*skill*), jenis kelamin dan lain-lain untuk memperoleh *the right man on the right places*. Tenaga kerja dalam pabrik karbon disulfida ini disusun berdasarkan tingkat kedudukan (jabatan) dan jenjang pendidikan seperti dapat dilihat pada Tabel 4.37 sebagai berikut:

Tabel 4.37. Jenjang Pendidikan Tenaga Kerja

Jabatan	Jumlah	Golongan
Direktur Utama	1	S2
Direktur Teknik dan Produksi	1	S2
Direktur Keuangan dan Umum	1	S2
Staff Ahli	1	S1
Ka. Bag Umum	1	S1
Ka. Bag. Pemasaran	1	S1
Ka. Bag. Keuangan	1	S1
Ka. Bag. Teknik	1	S1
Ka. Bag. Produksi	1	S1
Ka. Sek. Instrumentasi dan Perlengkapan	1	S1
Ka. Sek. Personalia	1	S1
Ka. Sek. Humas	1	S1
Ka. Sek. Keamanan	1	S1
Ka. Sek. Pengendalian Mutu	1	S1

Tabel 4.37. lanjutan

Jabatan	Jumlah	Golongan
Ka. Sek. Pemasaran	1	S1
Ka. Sek. Administrasi	1	S1
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	S1
Ka. Sek. Proses	1	S1
Ka. Sek. K3	1	S1
Ka. Sek. Laboratorium	1	S1
Ka. Sek. Utilitas	1	S1
Ka. Sek. Litbang	1	S1
Karyawan Personalia	5	D3-S1
Karyawan Humas	10	D3-S1
Karyawan Keamanan	10	SMA/SMK
Karyawan Pengendalian Mutu	5	D3-S1
Karyawan Pemasaran	5	D3-S1
Karyawan Administrasi	5	D3-S1
Karyawan Kas/Anggaran	2	D3-S1
Karyawan Proses	15	D3-S1
Karyawan Instrumentasi dan Perlengkapan	12	D3-S1
Karyawan Laboratorium	8	S1
Karyawan Pengendali Lapangan	10	D3-S1
Karyawan Utilitas	15	D3-S1
Karyawan K3	8	D3-S1
Karyawan Litbang	4	D3-S1
Operator	47	SMA/SMK
Dokter	3	S1
Paramedis	5	S1
Sopir	7	SMA/SMK
Librarian	2	D3
Cleaning Service	15	SMA/SMK

Jumlah tenaga kerja 215 orang

Sistem Pengupahan Upah tenaga kerja disesuaikan dengan golongan tenaga kerja tergantung kepada kependudukannya dalam struktur organisasi dan lamanya bekerja di perusahaan. Upah yang diterima karyawan terdiri dari:

- a. Gaji pokok
- b. Tunjangan jabatan
- c. Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staf non-*shift*
- d. Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai jabatannya.

Karena berbagai golongan karyawan yang berbeda-beda, maka sistem pengupahan dibagi menjadi 3, yaitu:

- a. Sistem bulanan
Diberikan kepada karyawan tetap
- b. Sistem harian
Diberikan pada pekerja harian seperti buruh langsung atau pekerja yang dibutuhkan sewaktu-waktu saja
- c. Sistem borongan
Diberikan kepada pekerja borongan dan besarnya tidak tetap, tergantung jenis pekerjaan yang dilakukan. Biasanya diperlukan pada waktu turun temurun.

Selain gaji rutin, bagi karyawan yang lembur juga diberikan gaji tambahan dengan perhitungan:

- a. Lembur hari minggu/libur
Untuk setiap jam, besarnya dua kali gaji perjam
- b. Lembur hari biasa
Untuk setiap jam, besarnya satu setengah kali gaji perjam
- c. Jika karyawan dipanggil untuk bekerja di pabrik di luar jam kerjanya, juga akan diberikan gaji tambahan.

Berdasarkan jabatan, gaji/upah ketenaga kerjaan dalam pabrik karbondioksida ini dapat dilihat pada Tabel 4.34. berikut:

Tabel 4.38. Gaji Tenaga Kerja

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/ Bulan (Rp)
Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	40.000.000	40.000.000
Staff Ahli	1	25.000.000	25.000.000
Ka. Bag Umum	1	35.000.000	35.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	1	35.000.000	35.000.000
Ka. Bag. Keuangan	1	35.000.000	35.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	37.000.000	37.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	35.000.000	35.000.000
Ka. Sek. Instrumentasi dan Perlengkapan	1	35.000.000	35.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	30.000.000	30.000.000
Ka. Sek. Humas	1	30.000.000	30.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	25.000.000	25.000.000
Ka. Sek. Pengendalian Mutu	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Proses	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. K3	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Litbang	1	20.000.000	20.000.000
Karyawan Personalia	5	7.000.000	35.000.000
Karyawan Humas	10	7.000.000	70.000.000

Tabel 4.38. lanjutan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/ Bulan (Rp)
Karyawan Keamanan	10	5.000.000	50.000.000
Karyawan Pengendalian Mutu	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Pemasaran	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Administrasi	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	2	6.000.000	12.000.000
Karyawan Proses	15	8.000.000	120.000.000
Karyawan Instrumentasi dan Perlengkapan	12	8.000.000	96.000.000
Karyawan Laboratorium	8	7.500.000	60.000.000
Karyawan Pengendali Lapangan	10	7.500.000	75.000.000
Karyawan Utilitas	15	8.000.000	120.000.000
Karyawan K3	8	7.000.000	56.000.000
Karyawan Litbang	4	7.000.000	28.000.000
Operator	47	6.500.000	305.500.000
Dokter	3	12.000.000	36.000.000
Paramedis	5	5.000.000	25.000.000
Sopir	7	4.000.000	28.000.000
Librarian	2	5.000.000	10.000.000
Cleaning Service	15	3.000.000	45.000.000
Jumlah	215		1.898.500.000

4.6.5. Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) merupakan salah satu faktor penting yang harus diperhatikan, K3 merupakan suatu sistem yang mengatur agar proses dan pelaku proses dapat berjalan dengan aman, baik dan dapat mengurangi resiko kecelakaan yang dapat terjadi di wilayah operasional pabrik. Keselamatan kerja ini meliputi mesin, alat kerja, bahan yang digunakan dalam proses produksi, pengolahan tempat kerja dan lingkungannya yang menyangkut segenap proses produksi atau distribusi dari barang dan jasa.

Tujuan dari K3 adalah untuk mencegah dan meminimalisir kerugian yang diakibatkan kebakaran, kerusakan lingkungan serta bahaya lainnya. Sedangkan yang dimaksud kecelakaan (cedera/cacat, mati) yang menimpa karyawan yang berkaitan dengan pekerjaannya, mulai dari rumah sampai ke tempat kerja, begitu juga sebaliknya, dan termasuk penyakit yang diakibatkan oleh pekerjaannya.

1. Landasan Keselamatan Kerja

Landasan keselamatan kerja diantaranya:

- 1) Nilai dasar : Pancasila
- 2) Struktural : Undang-Undang Dasar 1945 pasal 27 ayat 2 “Tiap-tiap warga negara berhak atas pekerjaan dan penghidupan yang layak bagi kemanusiaan”
- 3) Operasional :
 - a. Ketetapan MPR
 - b. Undang-Undang/Peraturan Ketenagakerjaan
 - c. Peraturan Menteri Tenaga Kerja Undang-Undang tentang ketentuan-ketentuan pokok mengenai tenaga kerja adalah UU No.14 tahun 1969. Beberapa pasal penting yang tercantum didalamnya yaitu:
 1. Pasal 3 : “Tiap tenaga kerja berhak atas pekerjaan dan penghasilan yang layak bagi kemanusiaan “
 2. Pasal 8 : “Tiap tenaga kerja berhak mendapat perlindungan atas keselamatan, kesehatan, kesusilaan, moral kerja serta perlakuan yang sesuai dengan martabat manusia.
 3. Pasal 10 : “Pemerintahan membina perlindungan kerja yang mencakup :
 - Norma-norma keselamatan kerja (UU No.1 tahun 1979)

- Pemberian ganti rugi, perawatan, dan rehabilitasi dalam hal kecelakaan kerja (UU No.33 tahun 1947) UU yang menyangkut tujuan keselamatan kerja adalah UU No.1 tahun 1970 yang berisi tentang:
- Melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan demi kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi serta produktivitas nasional
- Memelihara sumber produksi dan menggunakannya secara aman dan efisien.
- Menjamin keselamatan setiap orang yang berada di tempat kerja.

Dengan adanya peraturan perundang-undangan yang ditetapkan syarat-syarat keselamatan kerja yaitu untuk:

- Mencegah dan mengurangi kecelakaan kerja;
- Mencegah, mengurangi dan memadamkan kebakaran;
- Mencegah dan mengurangi bahaya peledakan;
- Memberi kesempatan atau jalan untuk menyelamatkan diri pada waktu kebakaran atau kejadian-kejadian lain yang berbahaya;
- Memberi pertolongan pada saat terjadinya kecelakaan kerja;
- Memberi alat-alat perlindungan diri kepada para pekerja;
- Mencegah dan mengendalikan timbulnya atau menyebar luasnya suhu, kelembaban, debu, kotoran, asap, uap, gas, hembusan angin, cuaca, sinar radiasi, suara, dan getaran;
- Mencegah dan mengendalikan timbulnya penyakit akibat pekerjaan baik pekerjaan fisik maupun psikis, keracunan, infeksi dan penularan;
- Memperoleh penerangan yang cukup sesuai;
- Memelihara suhu dan kelembaban udara yang baik;
- Memberi penyegaran udara yang cukup;
- Memelihara kebersihan, kesehatan dan ketertiban;

- Memperoleh keserasian antara tenaga kerja, alat kerja, lingkungan, cara dan proses kerjanya;
- Mengamankan dan memperlancar pekerjaan bongkar muat, perlakuan dan penyimpanan barang;
- Mencegah terkena aliran listrik yang berbahaya;
- Menyesuaikan dan menyempurnakan pengamanan pada pekerjaan yang bahaya kecelakaannya menjadi bertambah tinggi;
- Tenaga kerja harus memperoleh perlindungan dari berbagai hal di sekitarnya yang dapat menimpa dan mengganggu dirinya dalam melaksanakan kerjanya.

Kewajiban dan hak tenaga kerja adalah:

- Memberikan keterangan apabila diminta oleh pengawas atau ahli K3;
- Memakai alat-alat perlindungan diri;
- Menyatakan keberatan terhadap pekerjaan yang dilakukan apabila syarat-syarat K3 pada alat perlindungan diri yang diberikan tidak menjamin keselamatan kerja;

Keberhasilan penerapan keselamatan dan kesehatan kerja (K3) didasarkan pada kebijaksanaan pengelolaan K3 yang diambil oleh pemimpin perusahaan yang diantaranya adalah sebagai berikut:

- Kepemimpinan yang tegas
- Organisasi K3 di dalam struktur organisasi perusahaan
- Sarana dan prasarana yang memadai
- Integrasi K3 pada semua fungsi perusahaan
- Dukungan semua karyawan dalam melaksanakan K3

Sarana pencapaian pengelolaan K3 adalah meminimalkan kecelakaan yang disertai dengan adanya peningkatan produktivitas yang tinggi sehingga tujuan perusahaan dapat dicapai secara optimal.

2. Bahan Berbahaya dan Pencegahannya

Bahan-bahan berbahaya adalah bahan-bahan yang selama pembuatan, pengolahan, pengangkutan, penyimpanan serta penggunaannya dapat mengeluarkan gas, debu, radiasi dan bentuk lainnya yang dapat menimbulkan iritasi, radiasi, kebutaan, ledak, korosi, kercunan. Bahan berbahaya dalam jumlah tertentu dapat menyebabkan kerusakan pada alat. Bahan atau alat berbahaya (hazardous) yang harus diperhatikan adalah:

- a. Bahan yang bersifat mudah terbakar (*flammable*) dan dapat meledak (*explosive*)
- b. Bahan yang bersifat racun yang membahayakan kesehatan
- c. Alat-alat mekanik yang dapat membahayakan keselamatan kerja.

Mengingat sebagian bahan baku yang dipergunakan dan produk yang dihasilkan berisiko tinggi, maka tindakan pengamanan yang harus dilakukan adalah:

- a. Pemasangan lambang atau symbol yang digunakan sebagai label peringatan terhadap setiap jenis bahan kimia yang digunakan
- b. Tempat penyimpanan dalam ruangan tertutup dan pengadaan ventilasi;
- c. Menyediakan masker, perlindungan tubuh, sarung tangan, pelindung kepala (*helmet*), *safety boots*, dan perlindungan mata;
- d. Penyediaan training sebelum mulai kerja dan membuat prosedur standar operasi yang harus dipatuhi oleh setiap operator;
- e. Bila terjadi kontak mata, bagi yang memakai lensa kontak, lensa tersebut harus dilepas, dan mata dibilas dengan air selama 20-30 menit, kemudian segera periksa ke dokter;
- f. Bila terkena kulit, siram kulit yang terkena bahan beracun tersebut dengan air, lalu di cuci dengan sabun. Bila terjadi iritasi segera periksa ke dokter.

Selain tindakan *preventif* untuk menghadapi bahaya bahan-bahan beracun tersebut di atas, para operator pabrik juga perlu dilengkapi dengan

perlindungan telinga (*earplug*), untuk melindungi telinga dari suara-suara bising dari peralatan pabrik. Untuk menghindari adanya kebakaran akibat arus listrik, perlu diperhatikan hal-hal sebagai berikut:

- a. Untuk mencegah terjadinya kebakaran, maka disediakan beberapa peralatan pemadam kebakaran seperti *fire box & fire hydrant* dalam ruangan, serta unit pemadam kebakaran;
- b. Menggunakan alat penangkal petir untuk peralatan tinggi;
- c. Menggunakan isolasi pada jaringan listrik;
- d. Pengawasan terhadap kabel terpasang;
- e. Pemasangan instalasi listrik tidak menghalangi kerja.

Untuk menghindari bahaya yang ditimbulkan oleh alat produksi, beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- a. Pemakaian alat proses yang melebihi kapasitas;
- b. Memerkerjakan operator-operator terlatih;
- c. Mengadakan pemeriksaan dan perawatan alat produksi secara berkala;
- d. Membuat sistem pengendalian kontrol secara manual dan otomatis pada setiap unit, sehingga memudahkan pengendalian apabila terjadi bahaya.

Dari penelitian kecelakaan-kecelakaan yang terjadi, ternyata faktor manusia sebagai penyebab terjadinya kecelakaan sangat besar, dimana hal tersebut diakibatkan oleh kelalaian manusia dalam mematuhi peraturan keselamatan kerja, seperti:

- a. Kegiatan yang menyimpang dari peraturan;
- b. Tidak memanfaatkan alat keselamatan kerja;
- c. Penggunaan alat yang tidak tepat

Untuk mengantisipasi hal-hal di atas, hendaknya manajemen pabrik melakukan tindakan sebagai berikut:

- a. Mengadakan *training* atau pelatihan mengenai sifat dan bahaya yang terdapat dalam pabrik;
- b. Menggunakan alat pelindung dalam lokasi pabrik;
- c. Memasang label atau symbol bahaya untuk memudahkan pengenalan bahaya-bahaya dari bahan kimia.

Bahaya yang ditimbulkan oleh alam antara lain: banjir, gempa, angin ribut, atau petir. Untuk mencegah terjadinya bahaya yang disebabkan oleh alam, beberapa hal yang perlu dilakukan antara lain:

- a. Mendirikan pabrik dengan pondasi yang kuat;
- b. Memasang penangkal petir pada bangunan dan alat proses yang tinggi;
- c. Memasang alarm pemberitahuan yang bekerja secara otomatis apabila terjadi bencana alam;
- d. Mendirikan pabrik pada lokasi dimana dapat dihindari bahaya-bahaya seperti banjir dan gempa bumi dan menyediakan daerah aman dalam lokasi pabrik.

4.6.6. Pengaturan Lingkungan Pabrik

Penataan lingkungan pabrik juga menjadi faktor penting yang berpengaruh terhadap keselamatan kerja, sehingga perlu adanya perhatian khusus dalam pengaturan lingkungan pabrik terdapat lingkungan fisik dan lingkungan kerja.

1. Lingkungan Fisik

- a. Meliputi mesin peralatan kerja dan bahan baku: Pengaturan letak mesin dan alat yang sedemikian rupa sehingga pekerja dapat melakukan pekerjaan dengan leluasa produksi dan aman;
- b. Perencanaan mesin dan peralatan pabrik dengan memperhatikan faktor keamanan;
- c. Mutu bahan dan peralatan yang dibeli terjamin kualitasnya.

2. Lingkungan Kerja

- a. Penempatan mesin yang teratur sehingga jarak antar mesin cukup lebar;
- b. Halaman pabrik yang bersih;
- c. Penerangan yang cukup pada lingkungan pabrik;
- d. Penempatan bahan atau sampah tak terpakai pada tempatnya;
- e. Pemasangan sistem alarm dan tanda bahaya seperti fire detector dan instrumennya;
- f. Lingkungan pabrik yang dilengkapi dengan ventilasi udara yang cukup dan diberi kipas penghisap (exhaust) untuk menjaga sirkulasi udara.

4.7. Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak layak jika didirikan.

Berdasarkan Aries and Newton, 1995, evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal, yang terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi, yang terdiri dari :
 - a. *Manufacturing Cost (MC)*, terdiri dari
 - Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - Biaya produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
 - b. General Expense
3. Analisa Keuntungan
4. Analisa Kelayakan, yang terdiri dari :
 - a. *Percent Return on Investment (ROI)*
 - b. *Pay Out Time (POT)*
 - c. *Break Event Point (BEP)*

- d. *Shut Down Point (SDP)*
- e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

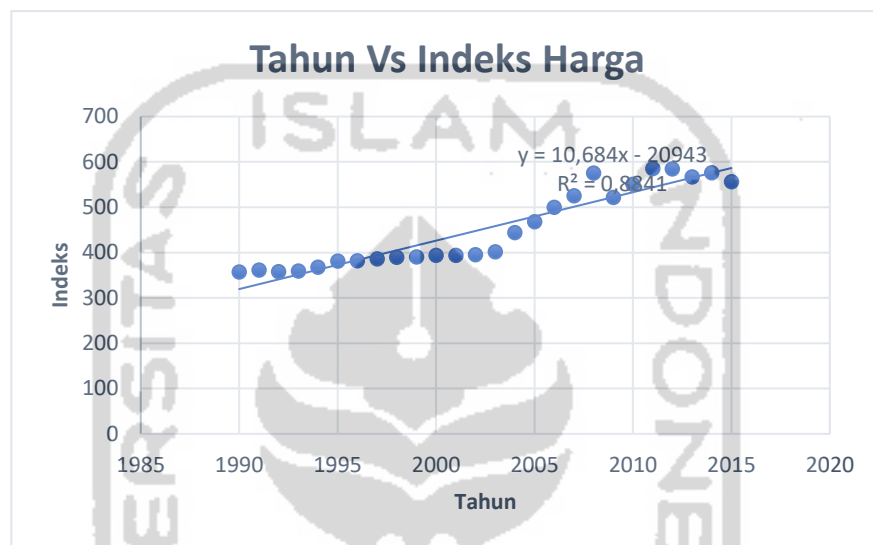
4.7.1 Harga Alat

Harga suatu alat industri berubah seiring dengan perubahan ekonomi. Untuk mengetahui harga alat pada tahun tertentu diperlukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu. Berdasarkan sumber Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) indeks harga tersebut bisa dilihat pada Tabel 4.39. berikut:

Tabel 4.39. Indeks Harga

Tahun (X)	Indeks (Y)
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

Berdasarkan data di atas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y = 10.684x - 20943$. Pabrik Karbon Disulfida dari metana dan belerang kapasitas 100.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2022, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 660. Grafik hasil plotting data dapat dilihat pada Gambar 4.8. berikut



Gambar 4.8. Grafik Tahun vs Harga Indeks

Harga alat diperoleh dari situs matches (www.matche.com) serta beberapa referensi lainnya. Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh dengan rumus berikut:

$$Ex = \frac{Nx}{Ny} \times Ey \quad (\text{Aries \& Newton})$$

Dimana:

Ex = Harga tahun pembelian

Ey = Harga tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun pembelian

Ny = Indeks harga pada tahun referensi

Berikut adalah table hasil perhitungan harga alat:

Tabel 4.40 Harga Peralatan Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014 (\$)	2022 (\$)
Tangki CH4	T-01	1	576,1	660,0	124500	142641,86
Tangki CS2	T-02	1	576,1	660,0	469300	537685,34
Tangki MEA	T-03	1	576,1	660,0	216200	247704,18
Tangki H2S	T-04	1	576,1	660,0	126200	144589,58
Silo	S-01	1	576,1	660,0	616700	706564,14
Melter	M-01	1	576,1	660,0	11000	12602,90
Vaporizer	V-01	1	576,1	660,0	186700	213905,51
Heater Sulfur	HE-01	1	576,1	660,0	121100	138746,42
Heater MEA	HE-02	1	576,1	660,0	371200	425290,43
Furnace	F-01	1	576,1	660,0	116745300	133757163,30
Reaktor	R-01	1	576,1	660,0	338600	387940,03
Kondensor-01	CD-01	1	576,1	660,0	82800	94865,43
Kondensor-02	CD-02	1	576,1	660,0	197300	226050,11
Cooler-01	CL-01	1	576,1	660,0	48600	55585,40

Tabel 4.40. lanjutan

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014 (\$)	2022 (\$)
Separator-01	SP-01	1	576,1	660,0	14300	16383,76
Separator-02	SP-02	1	576,1	660,0	12600	14436,04
Absorber	AB-01	1	576,1	660,0	29700	34027,82
Flashdrum	FD-01	1	576,1	660,0	266600	305448,35
Expander Valve	EV-01	1	577,1	660,0	3200	3666,30
Pompa-01	P-01	1	576,1	660,0	10700	12259,18
Pompa-02	P-02	1	576,1	660,0	15500	17758,63
Pompa-03	P-03	1	576,1	660,0	7600	8707,45
Pompa-04	P-04	1	576,1	660,0	16700	19133,49
Pompa-05	P-05	1	576,1	660,0	11300	12946,61
Pompa-06	P-06	1	576,1	660,0	11300	12946,61
Pompa-07	P-07	1	576,1	660,0	11300	12946,61
Pompa-08	P-08	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa-09	P-09	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Kompresor-01	CP-01	1	576,1	660,0	64500	73898,80
Kompresor-02	CP-02	1	576,1	660,0	72800	83408,25

Tabel 4.40. lanjutan

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014 (\$)	2022 (\$)
Kompresor-03	CP-03	1	576,1	660,0	64300	73542,00
Blower-01	BL-01	1	576,1	660,0	1000	1145,72
Blower-02	BL-03	1	576,1	660,0	400	458,29
Blower-03	BL-02	1	576,1	660,0	800	916,57
Blower-04	BL-04	1	576,1	660,0	500	572,86
Blower-05	BL-05	1	576,1	660,0	100	114,57
Belt Conveyor	BC-01	1	576,1	660,0	38700	44339,28
Bucket Elevator	BE-02	1	576,1	660,0	12300	14092,33
Total		38				137943200,04

Tabel 4.41 Harga Peralatan Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014 (\$)	2022 (\$)
Screening	SC-501	1	576,1	660,0	55200	63243,62
Sand Filter	F-501	1	576,1	660,0	85900	98417,16
Clarifier	CL-501	1	576,1	660,0	492300	564036,85
Bak Koagulasi Flokulasi	BU-501	1	576,1	660,0	113400	129924,39
Bak Pengendap 1	BU-502	1	576,1	660,0	416800	477535,16
Bak Pengendap 2	BU-503	1	576,1	660,0	422400	483951,18
Bak Air Bersih	BU-504	1	576,1	660,0	115300	132101,26
Bak Air Pendingin	BU-505	1	576,1	660,0	100300	114915,49
Mixed Bed	R-501	1	576,1	660,0	20000	22914,36
Deaerator	DE-501	1	576,1	660,0	54700	62670,76
Tangki Larutan Alum	TU-501	1	576,1	660,0	4900	5614,02
Tangki Klorinasi	TU-506	1	576,1	660,0	6800	7790,88
Tangki Kaporit	TU-505	1	576,1	660,0	100	114,57
Tangki Air Domestik	TU-507	1	576,1	660,0	53500	61295,90
Tangki Air Servis	TU-508	1	576,1	660,0	92300	105749,75
Tangki Air Bertekanan	TU-509	1	576,1	660,0	103900	119040,07

Tabel 4.41. lanjutan

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014 (\$)	2022 (\$)
Tangki H2SO4	TU-503	1	576,1	660,0	26400	30246,95
Tangki NaOH	TU-502	1	576,1	660,0	23900	27382,65
Tangki Air Demin	T-504	1	576,1	660,0	291600	334091,30
Tangki N2H4	TU-511	1	576,1	660,0	37300	42735,27
Cooling Tower	CT-501	1	576,1	660,0	275000	315072,38
Pendingin Dowtherm	C-501	1	576,1	660,0	583200	668182,60
Boiler	BL-01	1	576,1	660,0	1754300	2009932,66
Kompresor-01	CP-501	1	576,1	660,0	14100	16154,62
Kompresor-02	CP-502	1	576,1	660,0	78900	90397,13
Tangki Silica Gel-01	TU-512	1	576,1	660,0	1700	1947,72
Tangki Silica Gel-02	TU-513	1	576,1	660,0	1700	1947,72
Tangki Dowtherm A	TU-514	1	576,1	660,0	9300	10655,18
Tangki Bahan Bakar	TU-515	1	576,1	660,0	397900	455881,10
Pompa 1	PU-01	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 2	PU-02	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 3	PU-03	1	576,1	660,0	24900	28528,37

Tabel 4.41. lanjutan

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014 (\$)	2022 (\$)
Pompa 4	PU-04	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 5	PU-05	1	576,1	660,0	7600	8707,45
Pompa 6	PU-06	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 7	PU-07	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 8	PU-08	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 9	PU-09	1	576,1	660,0	7600	8707,45
Pompa 10	PU-10	1	576,1	660,0	7600	8707,45
Pompa 11	PU-11	1	576,1	660,0	7600	8707,45
Pompa 12	PU-12	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 13	PU-13	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 14	PU-14	1	576,1	660,0	11300	12946,61
Pompa 15	PU-15	1	576,1	660,0	11300	12946,61
Pompa 16	PU-16	1	576,1	660,0	15500	17758,63
Pompa 17	PU-17	1	576,1	660,0	15500	17758,63
Pompa 18	PU-18	1	576,1	660,0	4500	5155,73
Pompa 19	PU-19	1	576,1	660,0	4500	5155,73

Tabel 4.41. lanjutan

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014 (\$)	2022 (\$)
Pompa 20	PU-20	1	576,1	660,0	15500	17758,63
Pompa 21	PU-21	1	576,1	660,0	16700	19133,49
Pompa 22	PU-22	1	576,1	660,0	2500	2864,29
Pompa 23	PU-23	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 24	PU-24	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 25	PU-25	1	576,1	660,0	21100	24174,64
Pompa 26	PU-26	1	576,1	660,0	5200	5957,73
Pompa 27	PU-27	1	576,1	660,0	7600	8707,45
Pompa 28	PU-28	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa 29	PU-29	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Pompa-30	PU-30	1	576,1	660,0	26000	29788,66
Pompa-31	PU-31	1	576,1	660,0	24900	28528,37
Blower-01	BLU-01	1	576,1	660,0	29600	45370,42
Blower 02	BLU-02	1	576,1	660,0	500	572,86
Blower 03	BLU-03	1	576,1	660,0	200	229,14
Total		63				7123271,01

4.7.2. Dasar Perhitungan :

Kapasitas Produksi	= 100.000 ton/tahun
Satu Tahun Operasi	= 330 Hari
Tahun Pendirian Pabrik	= 2022
Kurs Mata Uang	= 1 U\$ = Rp. 14.200 (19 Juni 2020 (kursdollar.org))

4.7.3. Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

- *Fixed Capital Investment (FCI)*

Yaitu biaya yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

- *Working Capital Investment (WCI)*

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

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk memproduksi suatu produk atau hasil penjumlahan antara *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*. *Manufacturing Cost* meliputi:

- *Direct Cost*

Yaitu pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk seperti material, upah buruh, dan biaya peralatan.

- *Indirect Cost*

Yaitu pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik. Umumnya, biaya tidak langsung mencakup listrik dan utilitas, distribusi dan penjualan, pemeliharaan gedung, dan biaya lainnya yang berkaitan dengan kantor. Hal tersebut membuat biaya tidak langsung dianggap sebagai biaya bisnis.

- *Fixed Cost*

Biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi

3. *General Expense*

General Expense adalah biaya yang digunakan dalam pengeluaran umum yang harus dikeluarkan untuk kepentingan kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.7.4. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan merupakan cara untuk mengetahui pabrik yang didirikan layak secara ekonomi atau tidak dengan menghitung keuntungan yang diperoleh. Suatu pabrik digolongkan high risk atau low risk dapat didasarkan tiga parameter yaitu diagonal hazard pada MSDS, kondisi operasi, dan lokasi pembelian bahan baku. Pabrik karbon disulfida ini tergolong high risk karena diagonal hazard MSDS bahan baku dan produk beberapa memiliki angka 3 dan atau lebih, kondisi operasi dengan tekanan 5 atm dan temperature 650⁰C, serta lokasi bahan baku sulfur yang berasal dari Jawa Timur. Beberapa perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik diantaranya:

1. *Return On Investment (ROI)*

Nilai *Return on Investment (ROI)* merupakan cara yang paling sederhana untuk menentukan keuntungan sebuah investasi.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

Besar ROI sebelum pajak berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi adalah 66,05% sebelum pajak dan 47,55% setelah pajak. Angka ini sudah memenuhi standar pabrik high risk menurut buku Chemical Engineering Cost Estimation bahwa minimal adalah 44%.

2. *Pay Out Time (POT)*

Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

Pay Out Time (POT) adalah lama waktu yang dibutuhkan pabrik sejak dari mulai beroperasi untuk mengembalikan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh serta melunasi investasi awal dari pendapatan yang diperoleh.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investmen}}{\text{Keuntungan Tahunan} + (0.1 \times \text{Fixed Capital Investment})}$$

Waktu pengembalian modal prarancangan Pabrik Karbon Disulfida adalah 1,3 tahun sebelum pajak dan 1,7 tahun setelah pajak. Angka ini sudah memenuhi standar pabrik high risk menurut buku Chemical Engineering Cost Estimation bahwa maksimal adalah 2 tahun.

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana kapasitas produksi yang dihasilkan dapat menutupi seluruh biaya produksi tanpa adanya keuntungan maupun kerugian.

$$BEP = \frac{Fa + (0.3 \times Ra)}{Sa - Va \times (0.7Ra)} \times 100\%$$

Dimana:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Nilai BEP pada prarancangan pabrik ini adalah 58,12%. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah suatu titik dimana pada kondisi itu jika proses dijalankan maka perusahaan tidak akan memperoleh laba meskipun pabrik masih bisa beroperasi. Jika pabrik beroperasi pada kapasitas di bawah SDP maka akan mengalami kerugian.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

Dimana

Ra = Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va = Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa = Annual Sales Value pada produksi maksimum

Nilai SDP pada prarancangan Pabrik Karbon Disulfida mengalami kerugian jika beroperasi di bawah 51,78% dari kapasitas produksi total.

5. *Discounted Cash Flow (DCFR)*

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan memperkirakan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=1}^N (1 + i)^{-n} - 1i = 0x + wc + sv$$

Dimana:

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

C = *Cash Flow (profit after taxes+depresiasi+finance)*

n = Umur pabrik = 10 tahun

i = Nilai dari DCFR

Nilai DCFR yang didapat adalah sebesar 19,69%

4.7.5. Hasil Perhitungan

Fixed Capital Investment

Physical Plant Cost (PPC)

Tabel 4.42. *Physical Plant Cost*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	145.066.471,05	2.059.943.888.94
2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	36.266.617,76	514.985.972.23
3	<i>Instalation Cost</i>	43.123.562,51	612.354.587.60
4	<i>Piping Cost</i>	98.248.821,51	1.395.133.265.40
5	<i>Instrumentation Cost</i>	39.909.625,06	566.716.675.81
6	<i>Insulation Cost</i>	8.596.720,80	122.073.435.39
7	<i>Electrical Cost</i>	21.759.970,66	308.991.583.34
8	<i>Building Cost</i>	116.053.176,84	1.647.955.111.15
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	2.191.001,23	31.112.217.40
	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	511.215.967,42	7.259.266.737.30

Direct Plant Cost (DPC)

Tabel 4.43. *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Engineering and construction</i>	102.243.193,48	1.451.853.347.460,65
2	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	511.215.967,42	7.259.266.737.303,26
	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	613.459.160,90	8.711.120.084.763,92

Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 4.44 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	613.459.160,90	8.711.120.084.763,92
2	<i>Contractor's fee</i>	61.345.916,09	871.112.008.476,39
3	<i>Contingency</i>	61.345.916,09	871.112.008.476,39
	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	736.150.993,08	10.453.344.101.716,70

Direct Manufacturing Cost

Tabel 4.45. *Direct Manufacturing Cost*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	58.625.138,92	832.476.972.627,42
2	<i>Labor</i>	1.604.366,20	22.782.000.000,00
3	<i>Supervision</i>	401.091,55	5.695.500.000,00
4	<i>Maintenance</i>	14.723.019,86	209.066.882.034,33
5	<i>Plant Supplies</i>	2.208.452,98	31.360.032.305,15
6	<i>Royalty and Patents</i>	284.173.461,23	4.035.263.149.501,39
7	<i>Utilities</i>	2.492.762.213,47	35.397.223.431.292,00
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		2.854.497.744,21	40.533.867.967.760,30

Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 4.46. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	320.873,24	4.556.400.000,00
2	<i>Laboratory</i>	320.873,24	4.556.400.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	1.283.492,96	18.225.600.000,00
4	<i>Packaging</i>	227.338.768,99	3.228.210.519.601,11
5	<i>Shipping</i>	56.834.692,25	807.052.629.900,28
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		286.098.700,67	4.062.601.549.501,39

Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 4.47 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	58.892.079,45	836.267.528.137,34
2	<i>Property taxes</i>	7.361.509,93	104.533.441.017,17
3	<i>Insurance</i>	7.361.509,93	104.533.441.017,17
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		73.615.099,31	1.045.334.410.171,67

Manufacturing Cost

Tabel 4.48 *Manufacturing Cost*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	DMC	2.854.497.744,21	40.533.867.967.760,30
2	IMC	286.098.700,67	4.062.601.549.501,39
3	FMC	73.615.099,31	1.045.334.410.171,67
Total Manufacturing Cost		3.214.211.544,19	45.641.803.927.433,30

Working Capital

Tabel 4.49. *Working Capital Investment (WCI)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	5.329.558,08	75.679.724.784,31
2	<i>Inproses Inventory</i>	401.776.443,02	5.705.225.490.929,17
3	<i>Product Inventory</i>	292.201.049,47	4.149.254.902.493,94
4	<i>Extended Credit</i>	516.679.020,42	7.336.842.090.002,53
5	<i>Available Cash</i>	292.201.049,47	4.149.254.902.493,94
Working Capital Investment (WCI)		1.508.187.120,47	21.416.257.110.703,90

General Expense

Tabel 4.50. *General Expense*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Administration</i>	96.426.346,33	1.369.254.117.823,00
2	<i>Sales expense</i>	1.705.040.767,39	24.211.578.897.008,30
3	<i>Research</i>	159.137.138,29	2.259.747.363.720,78
4	<i>Finance</i>	22.443.381,14	318.696.012.124,21
General Expense (GE)		1.983.047.633,15	28.159.276.390.676,30

Total Production Cost

Tabel 4.51. Total Production Cost

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Manufacturing Cost (MC)	3.214.211.544,19	45.641.803.927.433,30
2	General Expense	1.983.047.633,15	28.159.276.390.676,30
BIAYA TOTAL		5.197.259.177,33	73.801.080.318.109,60

Annual Fixed Cost (Fa)

Tabel 4.52. Annual Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depreciation	58.892.079,45	836.267.528.137,34
2	Property taxes	7.361.509,93	104.533.441.017,17
3	Insurance	7.361.509,93	104.533.441.017,17
Fixed Cost (Fa)		73.615.099,31	1.045.334.410.171,67

Regulated Cost (Ra)

Tabel 4.53. Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Gaji Karyawan	1.604.366,20	22.782.000.000,00
2	Payroll Overhead	320.873,24	4.556.400.000,00
3	Supervision	401.091,55	5.695.500.000,00
4	Plant Overhead	1.283.492,96	18.225.600.000,00
5	Laboratorium	320.873,24	4.556.400.000,00
6	Maintenance	14.723.019,86	209.066.882.034,33
7	Administration	96.426.346,33	1.369.254.117.823,00
8	Sales Expense	1.705.040.767,39	24.211.578.897.008,30
9	Research	159.137.138,29	2.259.747.363.720,78
10	Finance	22.443.381,14	318.696.012.124,21
11	Plant Supplies	2.208.452,98	31.360.032.305,15
Regulated Cost (Ra)		2.003.909.803,17	28.455.519.205.015,80

Annual Variable Cost (Va)

Tabel 4.54. *Annual Variable Cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	58.625.138,92	832.476.972.627,42
2	<i>Packaging</i>	227.338.768,99	3.228.210.519.601,11
3	<i>Shipping</i>	56.834.692,25	807.052.629.900,28
4	<i>Utilities</i>	2.492.762.213,47	35.397.223.431.292,00
5	<i>Royalty & Patent</i>	284.173.461,23	4.035.263.149.501,39
<i>Variable Cost (Va)</i>		3.119.734.274,85	44.300.226.702.922,20

Sales Cost (Sa)

Tabel 4.55. *Sales Cost (Sa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Annual Sales Cost	5.683.469.224,65	80.705.262.990.027,80
Sales Cost (Sa)		5.683.469.224,65	80.705.262.990.027,80

1. Analisa Keuntungan

Harga jual produk Karbon Disulfida = Rp 680.000/kg (*bukalapak.com*)

Harga jual produk H₂S = Rp 142.000/kg (*alibaba.com*)

Annual Sale (Sa) = Rp 80.705.262.990.027,80

Total Cost = Rp 73.801.080.318.109,60

Keuntungan sebelum pajak = Rp 6.904.182.671.918,16

Keuntungan setelah pajak = Rp 4.971.011.523.781,07

2. *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 66,05%

ROI sesudah pajak = 47,55%

3. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investmen}}{\text{Keuntungan Tahunan} + (0.1 \times \text{Fixed Capital Investment})}$$

POT sebelum pajak = 1,3 tahun

POT sesudah pajak = 1,7 tahun

4. *Break Even Point*

$$BEP = \frac{Fa + (0.3 \times Ra)}{Sa - Va \times (0.7Ra)} \times 100\%$$

Didapatkan nilai BEP = 58,12%

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=1}^N (1 + i)^{-n} = x - 1i = 0x + wc + sv$$

Dengan:

Umur pabrik = 10 tahun

Annual Profit = Rp 4.971.011.523.781,07

Finance = Rp 318.696.012.124,206

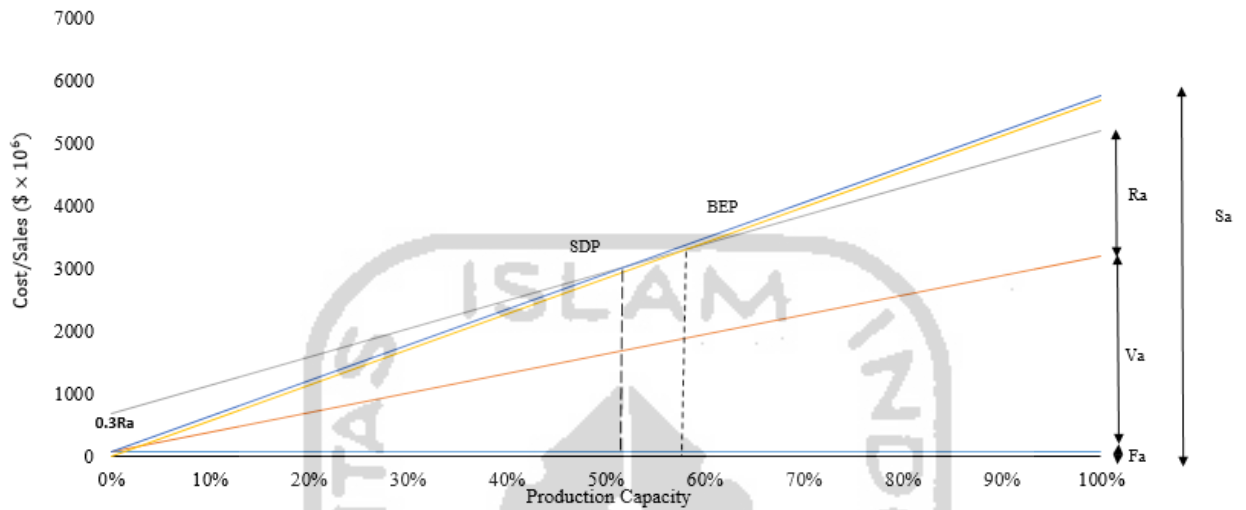
Salvage Value (SV) / Depresiasi = Rp 836.267.528.137,336

Cash flow (CF) = Annual profit+ depresiasi+finance

= Rp 6.125.975.064.043

Dengan trial and error diperoleh nilai i sebesar 19,69%. Didapatkan nilai minimum dengan pengkalian antara bunga deposit rata-rata bank sebesar 4,5% adalah 6,75.

Nilai hasil analisa ekonomi dapat dilihat pada Gambar 4.9. berikut



Gambar 4.9 Korelasi kapasitas produksi dengan cost/sales

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

- a. Bahan baku yang digunakan untuk membangun pabrik Karbon Disulfida yaitu Metana sebanyak 3532,074 Kg/Jam dan Sulfur sebesar 23647,316 Kg/Jam.
- b. Proses yang digunakan dalam proses penghasiian metanol adalah *Hydrocarbon-Sulfur Process*.
- c. Produk utama adalah Karbon Disulfida dengan kemurnian 99,9% wt sedangkan produk sampingnya berupa H₂S.
- d. Lokasi pabrik terletak di Balikpapan, Kalimantan Timur dekat dengan PT Pertamina (Persero) RU V Balikpapan sebagai *supply* CH₄ sebagai bahan baku utama dan solar serta bahan bakar, PLTU Kaltim Teluk untuk *supply* listrik untuk bahan baku utama serta dekat dengan Sungai Wain untuk memenuhi kebutuhan H₂O dan utilitas.
- e. Untuk kapasitas produksi 100.000 ton/tahun, total investasi yang dibutuhkan untuk membangun sebuah pabrik Karbon Disulfida di Indonesia adalah Rp 10.453.344.101.716,70 , -dengan total biaya produksi sebesar Rp 73.801.080.318.109,60,-.
- f. Parameter kelayakan dengan kapasitas 100.000 ton/tahun adalah total penjualan produk sebesar Rp 80.705.262.990.027,80,- dan keuntungan bersih sebesar Rp 4.971.011.523.781,07,- *Break Even Point* (BEP) 58.12%, *Shut Down Point* (SDP) 51.78%, *Retrun on Invesment* (ROI) sebelum pajak 66.05%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1.3 tahun. Pabrik dikategorikan sebagai kategori *high risk*. Kategori ini sesuai dengan tinjauan proses, kondisi operasi, lokasi pabrik, dan sifat bahan baku serta produk sehingga secara ekonomi untung dan layak.

5.2. Saran

Dalam melakukan suatu perancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya adalah:

1. Optimasi pemilihan

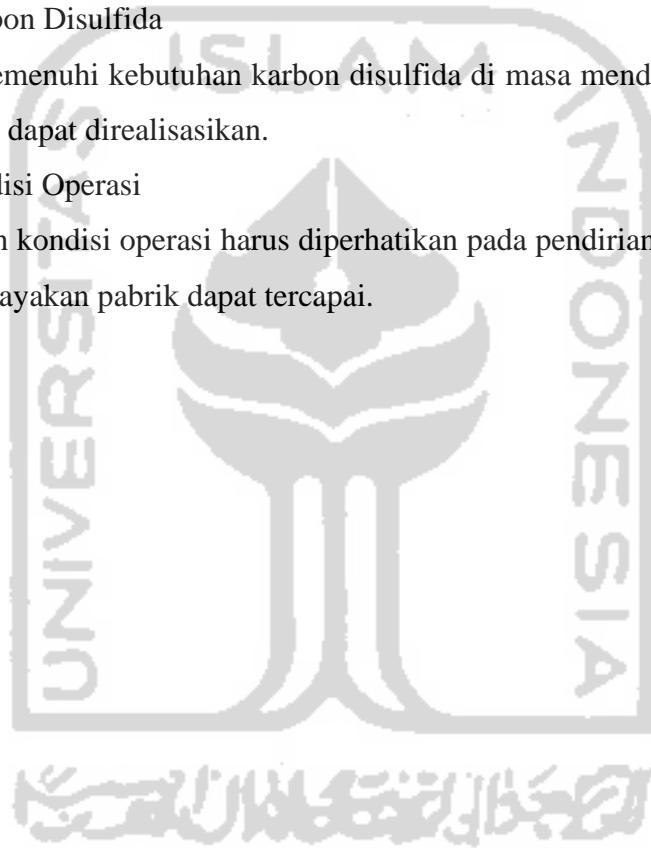
Pemilihan ini seperti alat proses, alat penunjang, serta bahan baku yang perlu diperhatikan, sehingga dapat diambil keuntungan yang diperoleh dari suatu pabrik salah satunya berdasarkan pada optimasi pemilihan.

2. Kebutuhan Karbon Disulfida

Untuk memenuhi kebutuhan karbon disulfida di masa mendatang, bahan baku karbon disulfida dapat direalisasikan.

3. Penentuan Kondisi Operasi

Penentuan kondisi operasi harus diperhatikan pada pendirian pabrik ini supaya efisiensi dan kelayakan pabrik dapat tercapai.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York, 1955.
- Anonim., http://tekim.undip.ac.id/v1/wp_content/uploads/CEPCI_2008_2015.pdf diakses pada 20 Juni 2020
- Anonim., www.matche.com/equipcost/Default.html diakses pada 19 Juni 2020
- Anonim., Source Manufactures, Suppliers, Exporters and Importers, <http://alibaba.com> diakses 19 Agustus 2020
- Anthony, R.N. dan V.Govindarajan., "Management Control System", Eight Edition International Student Edition. Richard D. Irwin Inc. U.S.A, 1995.
- Badan Pusat Statistik, 2016, <http://www.bps.go.id>, diakses pada 5 Oktober 2019
- Brown, G.G., " Unit Operation ", 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1963.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "Process Equipment Design:Vessel Design", John Wiley & Sons.Inc., New York, 1959.
- Branan, Carl., "Rules Of Thumb For Chemical Engineers". 4th ed, Linacre House Jordan Hill Oxford, 2005
- Coker, A. Kayode,. "Fortran Programs For Chemical Process Design, Analysis, And Simulation." Gulf Publishing Company Texas, 1995.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "Chemical Engineering:Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer.Vol 1.(revised 2nd ed)", A Pergamon Press Book, 1964
- Dennis Moss, Pressure Vessel Design Manual, Third Edition, USA, 2004.

- Eugene F. Megyesy, Pressure Vessel Handbook, Twelfth Edition, Tulsa, Oklahoma, 2001.
- Fisher, R.A., and Smith, J.M., 1950. Kinetics of Reaction between Methane and Sulfur Vapor. Industrial and Engineering Chemistry Journal, 42(4), 704-708.
- Geankoplis, J.C., "Transport Process and Unit Operation", Prentice Hall International, 1978.
- Hill, C.G., and Root, T.W., "Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design", John Wiley & Sons Inc., New Jersey. Second Edition, 2014.
- Ken Arnold & Maurice Stewart, Surface Production Operation, Second Edition, Houston, 1999.
- Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", McGraw Hill Book Company Inc., New York. 1965.
- Perry, R.H and Grens, D.W., " Chemical engineering's Hand Book ", 7th ed, McGrawHill Book Kogakusha, Tokyo, 1984.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., and West, R.E., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 5th Edition, International Edition, : McGraw -Hill, Singapura, 2004.
- Powell, R.E., "Water Conditioning for Industry", McGraw-Hill Book Company, New York, 1954
- Priyono, K., "Pengaruh Stres Kerja Terhadap Motivasi Kerja dan Kinerja Karyawan", Sumber Daya Manusia Fakultas Ekonomi Universitas Muhammadiyah Yogyakarta, Yogyakarta, 2007.
- Robert. H. Humphreys, "Gas Processor Suppliers Association, Twelfth Edition, Tulsa, Oklahoma, 2004.

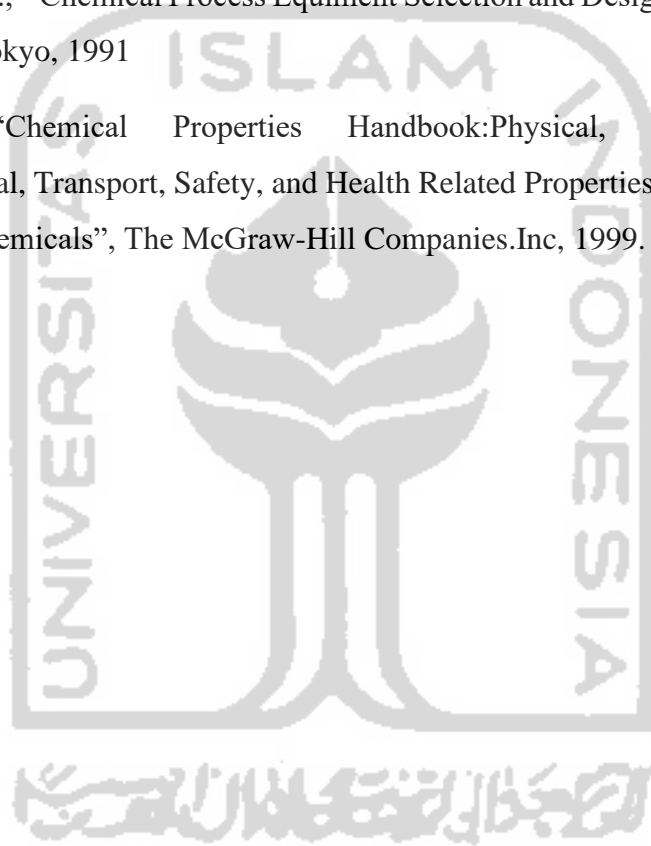
Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abbott, M.M., "Chemical Engineering Thermodynamics", Sixth Edition, McGraw Hill Book Company Inc., New York, 2000.

The American Society of Mechanical Engineer, ASME Sec.VIII Div.1, 2010 Edition, 2011 Addenda, Three Park Avenue, New York, 2011.

Ulrich, G.D., "A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's", John Wiley and Sons. Inc, New York, 1984.

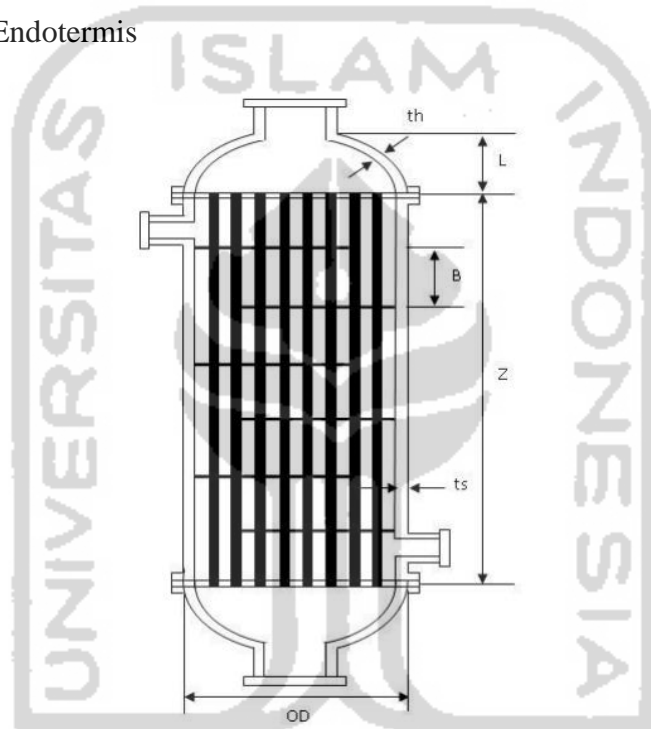
Wallas, Stenley, M., "Chemical Process Equipment Selection and Design", Mc GrawHill Book Co., Tokyo, 1991

Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook:Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals", The McGraw-Hill Companies.Inc, 1999.



LAMPIRAN

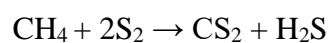
Kode : R - 01
Tugas : Mereaksikan umpan reaktor berupa Metana sebanyak 3532,074 kg/jam dan Sulfur sebanyak 23647,316 kg/jam
Jenis : *Fixed Bed Reactor Multitube* dilengkapi dengan pemanas (*steam*)
Fase : Gas
Kondisi Operasi : P = 5 atm
T = 650 °C
Reaksi : Endotermis



Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Persamaan-persamaan matematis reaktor
3. Data-data fisis bahan
4. Spesifikasi Katalis
5. Menentukan dimensi reaktor
6. Menghitung koefisien perpindahan panas
7. Menghitung *Mechanical Design*

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



1. Menentukan Jenis Reaktor

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

- Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- Umur katalis panjang 12-15 bulan
- Reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

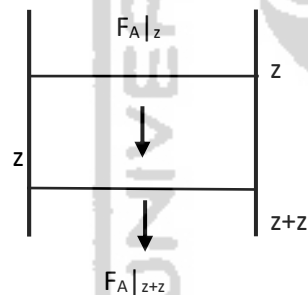
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca Massa Reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa CH_4 pada elemen volume:

Input – Output – Yang bereaksi = 0



$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A)\Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \Delta Z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A)(\pi/4)D_i^2\epsilon\Delta Z) = 0$$

$$\frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi}{4} D_i^2 \epsilon$$

$$\frac{F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \epsilon$$

Dimana $F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \Delta X_A$$

$$F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2}{4} \epsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A)\pi D_i^2}{4F_{A0}} \epsilon$$

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A)\pi D_i^2}{4F_{A0}} \epsilon$$

Dimana :

$\frac{dX_A}{dZ}$ = Perubahan konversi persatuan panjang

ϵ = Porositas

$(-r_A)$ = $k_0 \exp\left[\frac{-E_0}{RT}\right] \frac{F_{A0}(1-x)}{F_{T0}} P$

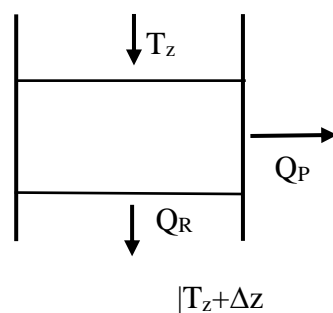
Z = Tebal tumpukan katalisator

Di = Diameter dalam pipa

Tabel 1. Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 5	Arus 7
CH4		2955,914	295,591
C2H6		487,239	487,239
C3H8		71,462	71,462
C4H10		11,775	11,775
N2		5,684	5,684
S	23647,316		2364,732
CS2			12636,534
H2S			11306,373
Jumlah	23647,316	3532,074	27179,39
	27179,39		27179,39

b. Neraca Panas Elemen Volume



QR = panas reaksi

QP = panas yang dibuang, ada pemanas

Input – Output = Acc

$$\sum m. Cp. (T|_Z - T_o) - \left[\left(\sum m. Cp \right) (T|_{Z+\Delta Z} - T_o) + Q_R + Q_P \right]$$

$$\sum m. Cp. (T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$\sum m. Cp. (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{Ao} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA(T - T_s)$$

$$A = D_o \Delta Z$$

$$Q_P = U D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$\frac{(\sum m. Cp)(-\Delta T)}{\Delta Z} = \frac{(\Delta H_R). F_{Ao}. \Delta X_A + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{\Delta Z}$$

$$\frac{-\Delta T}{\Delta Z} = (\Delta H_R). F_{Ao}. \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$\frac{-\Delta T}{\Delta Z} = \frac{(\Delta H_R). F_{Ao}. \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{(\sum m. Cp)}$$

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta H_R). F_{Ao}. \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{(\sum m. Cp)}$$

Dimana :

$\frac{dT}{dz}$ = Perubahan suhu persatuan panjang katalis

ΔHR = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luas

T = Suhu gas

T_s = Suhu penelitian

C_p = Kapasitas Panas

c. Neraca Panas untuk Pemanas

Pemanas yang dipakai adalah *superheated steam* pada suhu 650 – 700 °C

Sifat-sifat fisis *steam* :

Tabel 2. Sifat fisis *steam*

T	V (cm ³ /g)	V (m ³ /kg)	V (m ³ /jam)	ρ (kg/m ³)
680	4339,96	0,00433996	970,925502	230,4168702
630	4111,8	0,0041118	919,882091	243,2024904

H_v = 3882,88 Kj/Kg

H_l = 3771,08 Kj/Kg

λ = $H_v - H_l$

= 111, 8 Kj/Kg

$$m = \frac{Q}{\lambda}$$

m = 223717,6154 Kg/jam

Sehingga massa *steam* yang digunakan sebagai pemanas adalah 223717,6154 Kg/Jam. Aliran pemanas dalam reaktor berlawanan dengan aliran gas

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed)

digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \epsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data-data Sifat Fisis Bahan

a. Umpan Masuk Reaktor

Tabel 3. Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 5	Arus 7
CH ₄		2955,914	295,591
C ₂ H ₆		487,239	487,239
C ₃ H ₈		71,462	71,462
C ₄ H ₁₀		11,775	11,775
N ₂		5,684	5,684
S	23647,316		2364,732
CS ₂			12636,534
H ₂ S			11306,373
Jumlah	23647,316	3532,074	27179,39
	27179,39		27179,39

b. Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Tabel 4. Data Viskositas

Komponen	A	B	C
CH ₄	3,844	4,01E-01	-1,43E-04
C ₂ H ₆	0,514	3,34E-01	-7,11E-05
C ₃ H ₈	-5,462	3,27E-01	-1,07E-04
C ₄ H ₁₀	-4,946	2,90E-01	-6,97E-05
N ₂	42,606	4,75E-01	-9,88E-05
S ₂	-5,897	1,62E-01	-2,80E-06

Tabel 5. Perhitungan Viskositas Campuran

Komponen	N	yi	μ (μP)	yi.μi.BMi ^{0.5}	yi.BMi ^{0.5}
CH ₄	184,5945	0,3227	252,2264	325,5688	1,2908
C ₂ H ₆	16,2281	0,0284	248,7008	38,6437	0,1554
C ₃ H ₈	1,6228	0,0028	205,6442	3,8698	0,0188
C ₄ H ₁₀	0,2029	0,0004	203,3836	0,5493	0,0027
N ₂	0,2029	0,0004	396,8604	0,7447	0,0019
S ₂	369,1890	0,6454	141,2436	729,2577	5,1631
	572,0400	1,0000		1098,6339	6,6327

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{y_i \cdot \mu_i \cdot B_{Mi}^{0.5}}{y_i \cdot B_{Mi}^{0.5}}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= 165.54 \mu\text{p} \\ &= 0.00017 \text{ g/cm.s} \end{aligned}$$

c. Perhitungan Densitas Campuran

Tabel 6. Perhitungan Viskositas Campuran

Komponen	BM	ρ (lb/ft ³)	F	xi	xi/ ρi
CH ₄	16,000	0,0130718	2953,51	0,108755733	8,32E+00
C ₂ H ₆	30,000	0,024503	486,84	0,017926769	7,32E-01
C ₃ H ₈	44,000	0,0359336	71,40	0,002629259	7,32E-02
C ₄ H ₁₀	58,000	0,16168852	11,77	0,00043323	2,68E-03
N ₂	28,000	1,214996	5,68	0,000209146	1,72E-04
S ₂	64,000	91,3970794	23628,09	0,870045863	9,52E-03
			27157,30	1	9,14E+00

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{X_i}{X_i/\rho_i}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 0.11 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 1.75 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

d. Perhitungan Konduktivitas Gas Umpan

Tabel 7. Perhitungan Viskositas Campuran

Komponen	A	B	C
CH4	-0,00935	1,40E-04	3,32E-08
C2H6	-0,01936	1,26E-04	3,83E-08
C3H8	-0,00869	6,64E-05	7,88E-08
C4H10	-0,00182	1,94E-05	1,38E-07
N2	0,00309	7,59E-05	-1,10E-08
S ₂	0,00004	1,59E-05	-5,08E-10

k (W/m.K)	y _i	y _i .K (W/m.K)
1,48E-01	0,322695035	4,79E-02
1,30E-01	0,028368794	3,69E-03
1,20E-01	0,002836879	3,40E-04
1,34E-01	0,00035461	4,74E-05
6,38E-02	0,00035461	2,26E-05
1,43E-02	0,645390071	9,23E-03
		6,12E-02

$k_{\text{campuran}} = 0.0612 \text{ W/m.K}$
 $= 0.0354 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$

e. Menentukan Kapasitas Panas Campuran Gas

Tabel 8. Perhitungan Viskositas Campuran

Komponen	A	B	C	D	E
CH4	34,942	-0,039957	0,00019184	-1,53E-07	3,9321E-11
C2H6	28,146	0,043447	0,00018946	-1,908E-07	5,3349E-11
C3H8	28,277	0,116	0,00019597	-2,327E-07	6,8669E-11
C4H10	20,056	0,28153	-1,3143E-05	-9,457E-08	3,4149E-11
N2	29,342	-0,0035395	0,000010076	-4,312E-09	2,5935E-13
S ₂	24,624	-0,0050402	2,4244E-06	-4,22E-10	2,5175E-14

Cp (j/mol.K)	Cp(kj.kg.K)	yi	cp.yi (Kj/Kg.K)
69,7021112	4,356381948	0,322695035	1,405782827
118,326268	3,944208934	0,028368794	3,356773561
169,149357	3,844303578	0,002836879	0,479856333
219,131993	3,778137809	0,00035461	0,07770638
31,4569675	1,123463125	0,00035461	0,011154953
21,7237758	0,339433997	0,645390071	14,0203092
			19,35158325

$$C_{p\text{campuran}} = 19,35158325 \text{ Kj/Kg.K}$$

$$= 4,6211 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

f. Menentukan Panas Reaksi

Tabel 9. Panas Suhu Reaksi pada Suhu Standar

Komponen	ΔH_f (kj/mol)
CH ₄	-74,850
S ₂	0,000
CS ₂	116,900
2H ₂ S	-20,600

$$\Delta H_f = \Sigma \Delta H_{f\text{produk}} - \Sigma \Delta H_{f\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_f = 150,55 \text{ Kj/mol}$$

$$= 150550$$

$$QR^{\circ} = \Delta H_f \cdot n$$

$$QR^{\circ} = 5011629,4 \text{ KJ}$$

$$QR = Q_{in} - Q_{out} + QR^{\circ}$$

$$QR = 22142693,77 \text{ Kj}$$

Reaksi bersifat endotermis

4. Tinjauan Termodinamika

1. Menghitung Entropi

$$S^\circ \text{CH}_4 = 186,27 \text{ j/molK}$$

$$S^\circ \text{S}_2 = 32,1 \text{ j/molK}$$

$$S^\circ \text{CS}_2 = 237,79 \text{ j/molK}$$

$$S^\circ \text{H}_2\text{S} = 205,59 \text{ j/molK}$$

$$\Delta S^\circ = \Sigma \Delta S^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta S^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta S^\circ = (\Delta S^\circ \text{CS}_2 + 2 \Delta S^\circ \text{H}_2\text{S}) - (\Delta S^\circ \text{CH}_4 + 2 \Delta S^\circ \text{S}_2)$$

$$\Delta S^\circ = (237,79 \text{ j/molK} + 2(205,59 \text{ j/molK})) - (186,27 \text{ j/molK} + 2(32,1 \text{ j/molK}))$$

$$\Delta S^\circ = 398,5 \text{ j/molK}$$

2. Konstanta Kesetimbangan K pada Keadaan Standar

$$\Delta G^\circ_f = -RT \ln K$$

Dimana

ΔG°_f : Energi Gibbs pada keadaan standar (T = 298 K, P = 1 atm), kJ/mol

ΔH°_R : Panas reaksi pada keadaan standar (T = 298 K, P = 1 atm), kJ/mol

ΔS° : Entropi pada keadaan standar (T = 298 K, P = 1 atm), j/mol

K : Konstanta Kesetimbangan

T : Suhu Standar = 298 K

R : Tetapan Gas Ideal = 8,314 j/molK

$$\Delta G^\circ_f = \Delta H^\circ_R - T \Delta S^\circ$$

$$\Delta G^\circ_f = 150550 \text{ j/mol} - (298 \text{ K} \cdot 128,07 \text{ j/molK})$$

$$\Delta G^\circ_f = 31797 \text{ j/mol}$$

$$= 31,797 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K = -\Delta G^\circ_f / RT$$

$$\ln K = -31797 \text{ j/mol} / (8,314 \text{ j/mol.K} \cdot 298 \text{ K})$$

$$\ln K = -12,8339$$

$$K = 2,66866 \times 10^{-06}$$

3. Konstanta Kesetimbangan K pada T = 923, P = 5 atm

$$\ln K_1 - \ln K_{298} = \frac{-\Delta H^\circ_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln K_1 = \frac{-\Delta H^\circ_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) + \ln K_{298}$$

$$\ln K_1 = -\frac{150550 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{molK}}} \left(\frac{1}{923} - \frac{1}{298} \right) + (-12,8339)$$

$$\ln K_1 = 28,3125$$

$$K_1 = 1,977 \times 10^{12}$$

Karena harga konstanta kesetimbangan relatif besar maka reaksi berlangsung searah (irreversible).

5. Spesifikasi Katalis

Jenis	= <i>Silica gel</i>
Ukuran	= 4 mm = 0,40 cm = 0,01312336 ft
Bulk Density	= 780 kg/m ³ = 0,78 g/cm ³
Densitas	= 700 kg/m ³ = 0,7 g/cm ³
Porositas	= 0,36

6. Dimensi Reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi endotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's (Smith hal 571) yaitu :

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

..... (Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dipilih $D_p/D_t = 0,15$ karena menghasilkan perpindahan panas yang lebih besar dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,4 \text{ cm}$$

$$D_t = 2,67 \text{ cm}$$

$$= 1,05 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Nominal pipe size} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Inside diameter} = 2,067 \text{ in}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 3,35 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft outside} = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa turbule dipilih $N_{Re} = 4500$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

$$G_t = \frac{\mu_g \times N_{Re}}{D_t}$$
$$G_t = 1,86 \frac{\text{g}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$A_t = \frac{G}{G_t}$$

$$A_t = 52465,333 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas penampang pipa (Ao)} = \left(\frac{\pi}{4} \right) ID^2$$

$$= 21.638 \text{ cm}^2$$

Menghitung jumlah pipa dalam reaktor

$$N_t = \frac{A_t}{A_o}$$

$$N_{tmax} = 2424,6798 \text{ buah}$$

$$= 2425 \text{ buah}$$

$$\rho_s = 700 \text{ kg/m}^3$$

$$BM_{campuran} = 47,47446809 \text{ kg/kmol}$$

$$R = 8,314 \text{ Kpa.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$P_{udara} = 1 \text{ atm}$$

$$= 101,325 \text{ Kpa}$$

$$T_{udara} = 303 \text{ K}$$

$$\rho_g = 1,75 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{udara} = 1,909519383 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot Dp}{3 \times \rho_g \times f_D}} \quad (\text{fig 69 GG brown})$$

$$884 \text{ m/s}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g}$$

$$Q = 4,302959577 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_t = \frac{Q}{V_{max}}$$

$$A_t = 2,188165606 \text{ m}^2$$

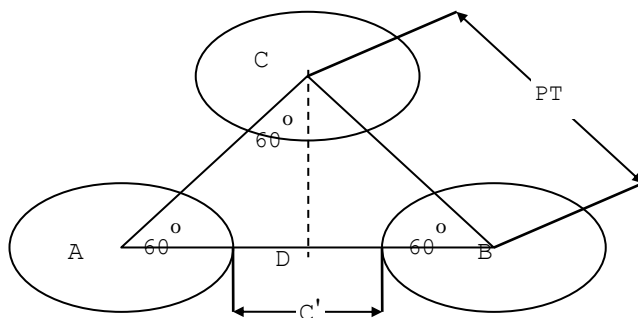
$$N_{tmin} = \frac{A_t}{A_o}$$

$$N_{tmin} = 1011,258405 \text{ buah}$$

$$\text{Diambil } N_t = 1012 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan *tube* disusun dengan pola *triangular pitch*.



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

$$\begin{aligned}
 &= 2,975 \text{ in} \\
 C' &= P_T - OD \\
 &= 0,595 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter dalam reaktor

$$\begin{aligned}
 ID_s &= \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}} \\
 ID_s &= 99,4034 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 133.268 in

7. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Tube side = campuran gas

$$h_i = jH \cdot \left(\frac{k}{ID_t} \right) (Pr)^{1/3}$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$Re = \frac{G_t \cdot D_p}{\mu}$$

$$Re = 4500$$

$$jH = 18 \quad (\text{Fig 24. Kern})$$

$$Pr = 5,23146$$

$$h_i = 6,42093$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 5,576495312 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F}$$

Shell side = steam

$$\begin{aligned}
 \mu &= 357,2980142 \mu\text{P} \\
 &= 0,086433534 \text{ lb/ft.hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 c_p &= 16,2447 \text{ J/mol.K} \\
 &= 0,9025 \text{ Kj/Kg.K} \\
 &= 0,215512897 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$k = 0,090412293 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0523 \text{ btu/hr.ft.}^{\circ}\text{F}$$

$$ID_s = 99,4034 \text{ in}$$

$$B = 74,5526 \text{ in}$$

$$PT = 2,98 \text{ in}$$

$$C' = 0,5950 \text{ in}$$

$$W_s = 223717,6154 \text{ kg/jam}$$

$$= 493212,3292 \text{ lb/jam}$$

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

$$a_s = 10,29275072 \text{ in}^2$$

$$= 0,07147739 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

$$G_s = 6900256,5762 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

$$De = \frac{4 \left(0,5 \times Pt^2 \times 0,866 - 0,5 \times \pi \times \frac{OD^2}{4} \right)}{0,5 \times \pi \times OD}$$

$$De = 1,7225 \text{ in}$$

$$= 0,1435 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{G_s \times De}{\mu_s}$$

$$Re_s = 11459163,73$$

$$jH = 700 \quad (\text{Fig 28 Kern})$$

$$h_o = jH \left(\frac{K_s}{De} \right) \left(\frac{C_p \mu_s}{k_s} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 180,7383 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{}^{\circ}\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$U_c = 5,4096 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{}^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = \frac{1}{Rd + \frac{1}{U_c}}$$

Rd = 0,002 hr.ft².F/Btu (table 12 kern)

Ud = 5,351687206 Btu/jam.ft².°F

Tabel 10. Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta

z	x	T(K)	P (atm)	Ts (K)
0	0	923	5	953
0,1	0,021248	922,7785	4,998213473	952,721
0,2	0,04207	922,5567	4,996427376	952,4425
0,3	0,062473	922,3346	4,994641709	952,1645
0,4	0,082465	922,1123	4,992856475	951,8869
0,5	0,102054	921,8897	4,991071672	951,6099
0,6	0,121248	921,6668	4,989287301	951,3334
0,7	0,140055	921,4437	4,987503364	951,0573
0,8	0,158481	921,2203	4,98571986	950,7817
0,9	0,176534	920,9966	4,98393679	950,5066
1	0,19422	920,7726	4,982154155	950,2319
1,1	0,211548	920,5484	4,980371954	949,9576
1,2	0,228524	920,3239	4,978590189	949,6839
1,3	0,245155	920,0991	4,976808861	949,4105
1,4	0,261447	919,8741	4,975027969	949,1376
1,5	0,277406	919,6488	4,973247514	948,8651
1,6	0,29304	919,4231	4,971467497	948,593
1,7	0,308354	919,1973	4,969687918	948,3213
1,8	0,323355	918,9711	4,967908778	948,05
1,9	0,338048	918,7447	4,966130077	947,7791
2	0,35244	918,518	4,964351816	947,5087
2,1	0,366536	918,291	4,962573996	947,2386
2,2	0,380343	918,0637	4,960796616	946,9688
2,3	0,393865	917,8361	4,959019678	946,6995
2,4	0,407109	917,6083	4,957243183	946,4305
2,5	0,420079	917,3802	4,955467129	946,1619

2,6	0,432781	917,1518	4,953691519	945,8936
2,7	0,445221	916,9231	4,951916353	945,6257
2,8	0,457402	916,6941	4,950141631	945,3581
2,9	0,469331	916,4649	4,948367353	945,0909
3	0,481013	916,2353	4,946593521	944,8239
3,1	0,492452	916,0055	4,944820135	944,5574
3,2	0,503652	915,7754	4,943047195	944,2911
3,3	0,514619	915,545	4,941274703	944,0252
3,4	0,525357	915,3143	4,939502658	943,7595
3,5	0,535871	915,0833	4,937731061	943,4942
3,6	0,546165	914,852	4,935959913	943,2291
3,7	0,556244	914,6205	4,934189214	942,9644
3,8	0,566111	914,3886	4,932418965	942,6999
3,9	0,575771	914,1565	4,930649167	942,4358
4	0,585228	913,924	4,928879819	942,1719
4,1	0,594486	913,6913	4,927110923	941,9082
4,2	0,603548	913,4583	4,925342479	941,6449
4,3	0,61242	913,2249	4,923574488	941,3818
4,4	0,621104	912,9913	4,92180695	941,1189
4,5	0,629604	912,7574	4,920039866	940,8563
4,6	0,637925	912,5232	4,918273236	940,594
4,7	0,646069	912,2887	4,916507061	940,3319
4,8	0,65404	912,0539	4,914741342	940,07
4,9	0,661841	911,8188	4,912976079	939,8084
5	0,669477	911,5834	4,911211272	939,547
5,1	0,67695	911,3476	4,909446923	939,2858
5,2	0,684263	911,1116	4,907683032	939,0248
5,3	0,69142	910,8753	4,9059196	938,764
5,4	0,698424	910,6387	4,904156626	938,5035
5,5	0,705278	910,4018	4,902394112	938,2431
5,6	0,711985	910,1646	4,900632058	937,983
5,7	0,718548	909,9271	4,898870466	937,723

5,8	0,72497	909,6892	4,897109334	937,4632
5,9	0,731253	909,4511	4,895348665	937,2037
6	0,737401	909,2127	4,893588458	936,9442
6,1	0,743417	908,9739	4,891828714	936,685
6,2	0,749302	908,7349	4,890069434	936,4259
6,3	0,75506	908,4955	4,888310619	936,167
6,4	0,760693	908,2559	4,886552268	935,9083
6,5	0,766204	908,0159	4,884794383	935,6497
6,6	0,771595	907,7756	4,883036965	935,3913
6,7	0,776869	907,535	4,881280013	935,133
6,8	0,782028	907,2941	4,879523528	934,8749
6,9	0,787074	907,0529	4,877767512	934,6169
7	0,79201	906,8114	4,876011964	934,359
7,1	0,796839	906,5695	4,874256885	934,1013
7,2	0,801561	906,3274	4,872502276	933,8437
7,3	0,80618	906,0849	4,870748137	933,5862
7,4	0,810698	905,8421	4,86899447	933,3288
7,5	0,815116	905,599	4,867241274	933,0716
7,6	0,819437	905,3556	4,86548855	932,8145
7,7	0,823663	905,1119	4,8637363	932,5574
7,8	0,827795	904,8679	4,861984522	932,3005
7,9	0,831836	904,6235	4,860233219	932,0437
8	0,835788	904,3788	4,85848239	931,787
8,1	0,839652	904,1338	4,856732037	931,5303
8,2	0,843431	903,8885	4,85498216	931,2738
8,3	0,847125	903,6429	4,853232759	931,0173
8,4	0,850737	903,397	4,851483835	930,761
8,5	0,854269	903,1507	4,84973539	930,5047
8,6	0,857722	902,9041	4,847987422	930,2484
8,7	0,861098	902,6572	4,846239934	929,9923
8,8	0,864398	902,41	4,844492925	929,7362
8,9	0,867624	902,1625	4,842746396	929,4801

9	0,870778	901,9146	4,841000349	929,2242
9,1	0,873861	901,6664	4,839254782	928,9683
9,2	0,876875	901,4179	4,837509698	928,7124
9,3	0,879821	901,1691	4,835765097	928,4566
9,4	0,8827	900,9199	4,834020979	928,2008
9,5	0,885514	900,6705	4,832277345	927,9451
9,6	0,888265	900,4207	4,830534196	927,6894
9,7	0,890953	900,1706	4,828791532	927,4337
9,8	0,893581	899,9202	4,827049354	927,1781
9,9	0,896149	899,6694	4,825307662	926,9225
10	0,898658	899,4183	4,823566457	926,6669
10,1	0,90111	899,1669	4,821825741	926,4113

Dari perhitungan menggunakan Ms. Excel diatas diperoleh panjang tube sebesar 9,9 m

8. *Mechanical Design*

a. Tube

Bahan Kontruksi = Stainles Steel SA 167

Alasan memakai stainless steel grade 316

1. Daya tahan suhu 500°C - 900°C
2. Terdapat unsur Molibdenum (2-3%) untuk perlindungan korosi
3. Umum digunakan untuk pemrosesn bahan kimia dan penghantar panas
4. Lebih kaku

Susunan Pipa = Tringular pitch

Ukuran pipa

NPS = 2 in

Sch Number = 40

OD = 2,38 in
= 0,060452 m

ID = 2,067 in
= 0,0525018 m

Luas Penampang = 3,35 in²

Surface per in ft outside = 0,622 ft²/ft

<i>Surface per in ft inside</i>	= 0,542 ft ² /ft
<i>Factor design</i>	= 20%
Panjang tube	= 9,9 m
	= 389,76399 in
Jumlah tube	= 1012 buah
Pitch	= 2,975 in
C'	= 0,595 in
Tebal tube	= 0,1565 in
	= 0,0039751 m

b. Shell

1) Tekanan *Design* (*maximal overdesign* 20%)

Tekanan operasi	= 5,0 atm
	= 73,50 psi
	= 5,0663 bar
Tekanan design	= 88,2 psi
	= 73,5000 psig

2) Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s	= tebal shell, in
E	= efisiensi pengelasan
f	= maksimum allowable stress bahan yang digunakan (Brownell, tabel 13-1, p.251)
r	= jari-jari dalam shell, in
C	= faktor korosi, in
P	= tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan *Stainless Steel Grade 316*

E	= 0,80 (<i>double welded butt joint</i> , tabel 13.2, P.254)
f	= 17050 psi (Appendix D Brownell)
C	= 0,125
R	= ID/2 = 66.634 in
P	= 73.4795 psi

maka $t_s = 0,3936$ in

tebal reaktor standar 0.5 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= ID + 2t_s \\ &= 100,04 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih diameter standar 102 in

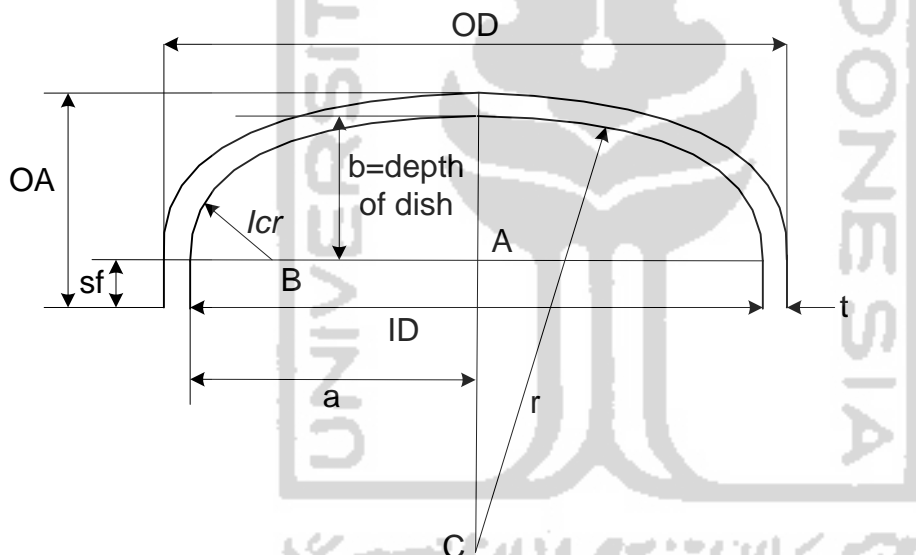
3) Menghitung *head* reaktor

Bentuk head : *Torispherical dished*

Bahan yang digunakan: *Stainless Steel Grade 316*

Alasan memakai Torispherical head

1. Bisa digunakan untuk reaktor yang beroperasi dengan tekanan 15 - 200 psig
2. Lebih ekonomis dibandingkan dengan bentuk head lainnya
3. Mudah untuk dibuat



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 73.4795 psi

F = maksimum allowable stress, psi = 17050 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,80

C = faktor korosi, in = 0,125

maka $t_h = 0,603$ in

dipilih tebal head reaktor standar $3/4$ in

a. Menghitung tinggi head reaktor

Untuk tebal head reaktor $1\ 5/8$ in

didapat : $sf = 3$ in

$icr = 8.1875$ in

$rc = 126$ in

$$AB = \left(\frac{ID}{2}\right) - icr$$

$$= 43,202 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 96 \text{ in}$$

$$b = rc - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 16,83 \text{ in}$$

$$OA(\text{tinggi total head}) = th + b + sf$$

$$= 20,433 \text{ in}$$

b. Menghitung Tinggi Reaktor

$$V_{reaktor} = \frac{1}{4} \pi \times ID^2 \times H_s + (2 \times V_{head})$$

$$= 52,267 \text{ m}^3$$

Dimana, $H_s = ID$

$$H_{reaktor} = H_s + 2H_d$$

$$= 10,938 \text{ m}$$

4) Nozzle

a. Diameter Pemasas Masuk

$$D_{opt} = 260G^{0.52} \times \rho^{-0.37} \quad (\text{Persamaan 5.15 Brownell})$$
$$= 11,711$$

Dipilih ukuran standar (Tabel 11 Kern)

$$OD = 12,75 \text{ in}$$

$$ID = 12,09 \text{ in}$$

b. Diameter Pemasas Keluar

$$D_{opt} = 260G^{0.52} \times \rho^{-0.37}$$
$$= 11,478$$

Dipilih ukuran standar (Tabel 11 Kern)

$$OD = 12,75 \text{ in}$$

$$ID = 12,09 \text{ in}$$

c. Diameter fluida masuk

$$D_{opt} = 260G^{0.52} \times \rho^{-0.37} \quad (\text{Persamaan 5.15 Brownell})$$
$$= 23,78 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar (Tabel 11 Kern)

$$OD = 24 \text{ in}$$

$$ID = 23,25 \text{ in}$$

d. Diameter fluida keluar

$$D_{opt} = 260G^{0.52} \times \rho^{-0.37}$$
$$= 23,783 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar (Tabel 11 Kern)

$$OD = 24 \text{ in}$$

$$ID = 23,25 \text{ in}$$

5) Menghitung Berat Katalis yang Diperlukan

a. Menghitung Volume Total Tumpukan Katalis

$$V = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times H$$
$$= 3023249,969 \text{ in}^3$$

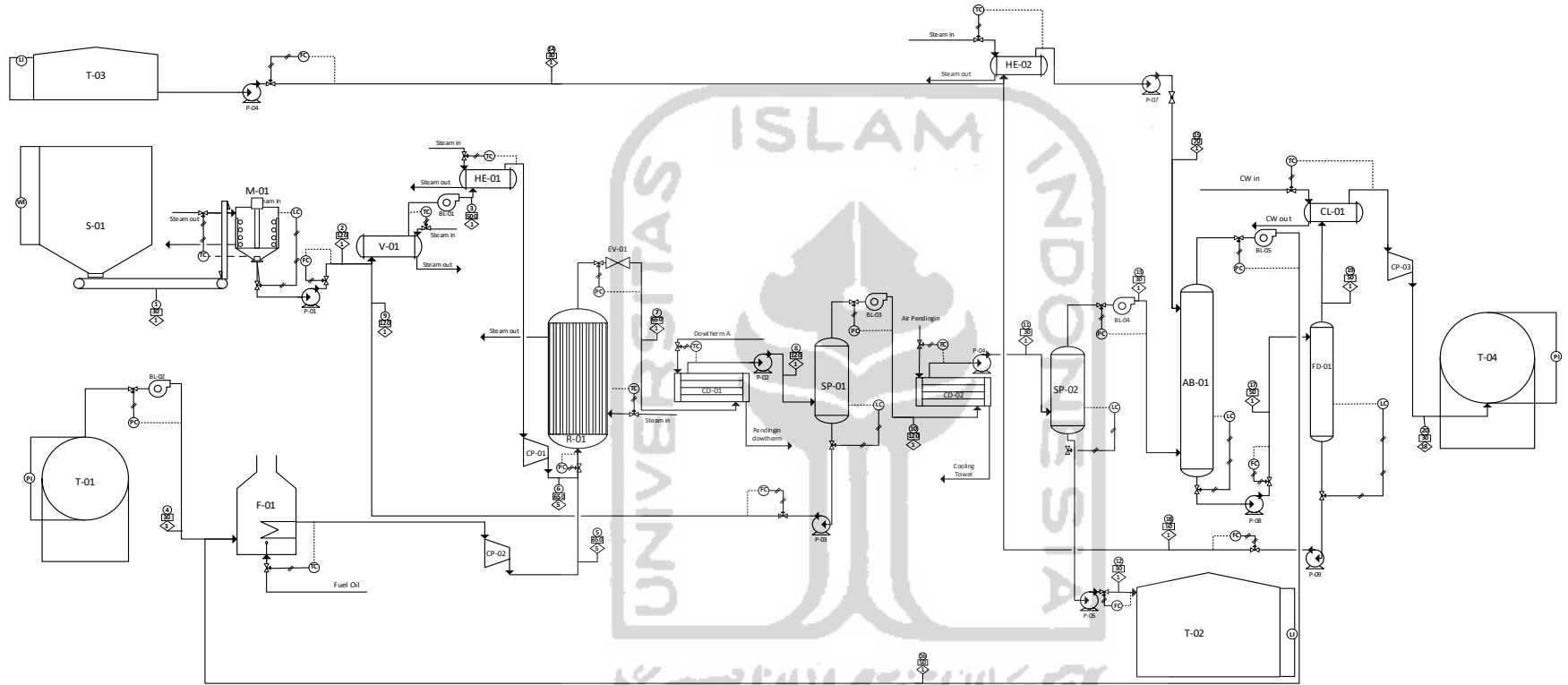
$$= 49,542 \text{ m}^3$$

b. Menghitung Berat Tumpukan Katalis

$$\begin{aligned} W &= V \times \rho_b \\ &= 38642,747 \text{ Kg} \end{aligned}$$



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI SULFUR DAN METANA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (Kg/Jam)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
S	23647,32	23647,32	23647,32			23647,32	2364,732	2,365	2362,367	2,365	2,365									
CH4				2955,914	2955,914		295,591	295,591		295,591	295,591		295,591				295,591			
C2H6				487,239	487,239		487,239	487,239		487,239	487,239		487,239				487,239			
C3H8				71,462	71,462		71,462	71,462		71,462	71,462		71,462				71,462			
CAH10				11,775	11,775		11,775	11,775		11,775	11,775		11,775				11,775			
N2				5,684	5,684		5,684	5,684		5,684	5,684		5,684				5,684			
CS2							12636,53	12636,53	12,637	12623,9	12623,9	12623,9	12623,9							
H2S							11306,37	11306,37		11306,37	11306,37		11306,37				11306,37	11,306	11295,07	11295,07
MEA														101425	101425		101425	101323,4	101,425	101,425
TOTAL	23648,32	23649,32	23647,32	3532,074	3532,074	23647,32	27179,39	24817,02	2375,004	24804,39	24804,39	12626,26	24802,02	101425	101425	871,751	112731,4	101334,7	11396,5	11396,5

KETERANGAN			
S	Silo	LI	Level Indicator
T	Tangki	PI	Pressure Indicator
M	Melter	WI	Weight Indicator
V	Vaporizer	FC	Flow Controller
HE	Heater	LC	Level Controller
F	Furnace	PC	Pressure Controller
R	Reaktor	TC	Temperature Controller
CD	Kondensator		Nomor Arus
SP	Separator		Subuh, °C
AB	Absorber		Tekanan, atm
FD	Flashdrum		Arus Proses
CL	Cooler	- - -	Arus Listrik
P	Pompa	—	Arus Pneumatik
BL	Blower	∂	Valve
EV	Evaporator		
CP	Kompresor		

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI
INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM
INDONESIA YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA
DARI SULFUR DAN METANA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
 1. Annisa Rahmadini (16521186)
 2. Tri Ratna Maya Dewi (16521188)

Dosen Pembimbing :
 1. Ir. Agus Taufiq, M.Sc.
 2. Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Annisa Rahmadini
 No. Mahasiswa 1 : 16521186
 Nama Mahasiswa 2 : Tri Ratna Maya Dewi
 No. Mahasiswa 2 : 16521188
 Judul Pra rancangan Pabrik : Pra Rancangan Pabrik Karbon Disulfida Dari
 Metana Dan Belerang Kapasitas 100000 Ton/Tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 2 Oktober 2019
 Selesai Masa Bimbingan : 8 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	2/10/2019	Pengarahan dan konsultasi judul	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
2	7/10/2019	Konsultasi kapasitas, bahan baku, dan proses	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
3	30/10/2019	Konsultasi reaksi dan neraca massa	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
4	7/11/2019	Konsultasi neraca massa dan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
5	6/12/2019	Konsultasi alat dan kondisi proses	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
6	28/12/2019	Konsultasi kondisi proses dan neraca panas	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
7	30/12/2019	Konsultasi neraca panas	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
8	9/1/2020	Konsultasi perhitungan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
9	9/3/2020	Konsultasi perhitungan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
10	24/3/2020	Konsultasi perhitungan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
11	2/4/2020	Konsultasi perhitungan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
12	13/4/2020	Konsultasi perhitungan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
13	30/4/2020	Konsultasi perhitungan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
14	15/5/2020	Konsultasi perhitungan alat	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
15	19/5/2020	Konsultasi perhitungan alat dan utilitas	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
16	3/6/2020	Konsultasi utilitas	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
17	19/6/2020	Konsultasi PEFD dan evaluasi ekonomi	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
18	25/6/2020	Konsultasi perhitungan alat dan evaluasi ekonomi	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>
19	14/7/2020	Konsultasi pendadaran	<i>Ji yang</i> <i>Ji yang</i>

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 8 September 2020

Pembimbing,

Ji yang

(.....)

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, ST, MT

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

