No: TA/TK/2015/43

PRA RANCANGAN PABRIK
KARBON DISULFIDA DARI KARBON MONOKSIDA DAN SULFUR
DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Iffa Nursyida R
No. Mahasiswa : 11521020

Nama : Anggi Permata S
No. Mahasiswa : 11521079

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2015

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	**: Iffa Nursyida R**	**Nama**	**: Anggi Permata S**
No. Mahasiswa	**: 11521020**	**No. Mahasiswa**	**: 11521079**

Yogyakarta, 18 September 2015

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Td. Tangan	Td. Tangan
Iffa Nursyida Rochandini	Anggi Permata Sari

i

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK
KARBON DISULFIDA DARI KARBON MONOKSIDA DAN SULFUR
DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Iffa Nursyida R
No. Mahasiswa : 11521020

Nama : Anggi Permata S
No. Mahasiswa : 11521079

Yogyakarta, September 2015

Pembimbing I,

Ir. Agus Taufiq, M.Sc

Pembimbing II,

Ade Kurniawan, S.T., M.Eng

ii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK
KARBON DISULFIDA DARI KARBON MONOKSIDA DAN SULFUR
DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Iffa Nursyida Rochandini
No. Mahasiswa : 11521020
Nama : Anggi Permata Sari
No. Mahasiswa : 11521079

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

Yogyakarta, 18 September 2015

Tim Penguji,

Ir. Agus Taufiq, M.Sc
Ketua

Sholeh Ma'mun, S.T., MT., Ph.D
Anggota I

Dyah Retno Sawitri, S.T. M.Eng.
Anggota II

Mengetahui:
Ketua Program StudiTeknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Ir. Drs. Faisal R.M. MSIE., Ph.D

iii

KATA PENGANTAR

Bismillaahirahmaanirahiim

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT karena atas rahmat, berkah, serta hidayah-Nya, dapat terselesaikannya Tugas Akhir ini. Tak lupa shalawat serta salam penulis sampaikan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat, tabi'in, dan keluarganya.

Tugas Akhir yang berjudul "**Pra Rancangan Pabrik Karbon Disulfida dari Karbon Monoksida dan Sulfur dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun**", disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat di bangku kuliah dan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulis berterima kasih kepada kedua Orang Tua Penulis yaitu Bapak Agus Rochaedi dan Ibu Ari Tri Handayani Rahayu selaku orang tua dari Iffa Nursyida Rochandini serta Bapak Edi Sutanta, S.Sos dan Ibu Ratna Baniwati selaku orang tua dari Anggi Permata Sari, dan keluarga tercinta atas semua do'a yang tak pernah putus dipanjatkan, bimbingan, serta motivasi yang diberikan hingga saat ini. Dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini penulis banyak menerima bantuan, bimbingan, dan fasilitas dari berbagai pihak, yaitu:

1. Bapak Ir. Drs. Faisal R.M, MSIE., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

2. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc., selaku Dosen Pembimbing I yang telah memberikan bimbingan, arahan, dan masukan kepada penulis dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.
3. Bapak Ade Kurniawan, S.T., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing II yang telah memberikan bimbingan, masukan, dan dukungan kepada penulis dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.
4. Staf Pengajar Jurusan Teknik Kimia FTI UII atas ilmu yang diberikan kepada penulis sehingga penulis dapat mengerjakan Tugas Akhir ini.
5. Para Pegawai Jurusan Teknik Kimia FTI UII atas bantuan dan kemudahan administratif yang diberikan.
6. Arsy Kusumagraha dan Hermawan Susanto atas do'a, support, dan kesabarannya disana dalam menunggu kami menyelesaikan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman penulis yaitu Retno, Ardenia, Susana Ayu, Nindita, Amanda, Andryan, Wahyu, Bagus, teman satu pembimbing (Marisah, Santi, Tantra, dan lain-lain), dan teman-teman Teknik Kimia 2011 yang telah melalui hari-hari bersama penulis selama 4 tahun menuntut ilmu di kampus tercinta. Sukses selalu.
8. Teman-teman yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang juga telah memberikan semangat kepada penulis.

Penulis menyadari Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan dikarenakan keterbatasan pengetahuan dan pengalaman penulis, untuk itu penulis mengharapkan saran dan kritik yang membangun. Semoga Tugas Akhir ini bisa bermanfaat bagi para pembaca.

Yogyakarta, 18 September 2015

Penulis

DAFTAR ISI

PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK i

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING ii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iii

KATA PENGANTAR iv

DAFTAR ISI viii

DAFTAR TABEL xiii

DAFTAR GAMBAR xvi

INTISARI xvii

ABSTRACT xviii

BAB I PENDAHULUAN 1

1.1 Latar Belakang 1

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik 1

1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku 3

1.2 Tinjauan Pustaka 6

1.2.1 Sulfur 6

1.2.2 Karbon Disulfida 7

1.2.3 Karbon Monoksida 7

BAB II PERANCANGAN PRODUK 9

2.1 Spesifikasi Produk 9

2.1.1 Karbon Disulfida 9

2.1.2 Karbonil Sulfida 10

2.2 Spesifikasi Bahan 10
2.2.1 Karbon Monoksida 10
2.2.2 Sulfur 11
2.2.3 DEA 11
2.3 Pengendalian Kualitas 11
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 11
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses 12
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk 12
BAB III PERANCANGAN PROSES 13
3.1 Uraian Proses 13
3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk 17
3.2.1 Tangki Bahan Baku CO (TP-01) 17
3.2.2 *Bucket Elevator* (BE-01) 18
3.2.3 *Screw Conveyor* (SC-01) 18
3.2.4 *Melter* (MT-01) 18
3.2.5 Pompa (PM-01) 20
3.2.6 *Furnace* (FR-01) 20
3.2.7 Reaktor (RE-01) 21
3.2.8 Kondensor Parsial (CP-01) 22
3.2.9 *Separator* (SP-01) 23
3.2.10 Kondensor Parsial (CP-02) 24
3.2.11 *Separator* (SP-02) 25
3.2.12 *Cooler* (CL-01) 25

3.2.13 Kompresor (CO-01) 26
3.2.14 Kondensor Parsial (CP-03) 27
3.2.15 *Separator* (SP-03) 28
3.2.16 *Heater* (HE-01) 29
3.2.17 *Absorber* (AB-01) 30
3.2.18 Kompresor (CO-02) 30
3.2.19 *Cooler* (CL-02) 31
3.2.20 *Stripper* (ST-01) 32
3.2.21 *Heater* (HE-02) 33
3.2.22 Tangki Penyimpanan Produk CS_2 (TP-02) 33
3.2.23 Tangki Penyimpanan Produk Samping COS (TP-03) 34
3.3 Perencanaan Produksi 34
3.3.1 Kapasitas Perancangan 34
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses 36
BAB IV PERANCANGAN PABRIK 39
4.1 Lokasi Pabrik 39
4.1.1 Faktor Utama 39
4.1.2 Faktor Khusus 41
4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*) 41
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*) 45
4.4 Alir Proses dan Material 48
4.4.1 Neraca Massa 48
4.4.1.1 Neraca Massa Total 48

4.4.1.2 Neraca Massa Setiap Alat 48
4.4.2 Neraca Panas 52
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif 56
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif 57
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas) 58
4.5.1 Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*) 58
4.5.1.1 Unit Penyediaan Air 58
4.5.1.2 Unit Pengolahan Air 60
4.5.1.3 Perhitungan Kebutuhan Air 65
4.5.1.3.1 Kebutuhan Air Pendingin 65
4.5.1.3.2 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam* 65
4.5.1.3.3 Kebutuhan Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Pabrik 66
4.5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*) 66
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*) 67
4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar 68
4.5.5 Spesifikasi Alat Utilitas 68
4.5.6 Laboratorium 77
4.6 Bentuk & Organisasi Perusahaan 78
4.6.1 Struktur Organisasi 81
4.6.2 Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab 85
4.6.2.1 Direktur Utama 85
4.6.2.2 Direktur Teknik dan Produksi 86
4.6.2.3 Direktur Keuangan dan Umum 87

4.6.2.4 Staf Ahli 88
4.6.2.5 Kepala Bagian 89
4.6.3 Pengaturan Jam Kerja 97
4.6.4 Jumlah dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja 99
4.6.5 Sistem Penggajian 100
4.6.6 Kesejahteraan Karyawan 102
4.7 Evaluasi Ekonomi 103
4.7.1 Asumsi Perhitungan Ekonomi 104
4.7.2 Investasi Modal (*Capital Investment*) 108
4.7.3 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*) 109
4.7.4 Keuntungan (*Profit*) 112
4.7.5 Analisa Kelayakan 113
4.7.5.1 *Percent Return of Investment* (ROI) 113
4.7.5.2 *Pay Out Time* (POT) 113
4.7.5.3 *Break Even Point* (BEP) 113
4.7.5.4 *Shut Down Point* (SDP) 114
4.7.5.5 *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) 115
BAB V PENUTUP 116
5.1 Kesimpulan 116
5.2 Saran 117
DAFTAR PUSTAKA 119
LAMPIRAN 122
LAMPIRAN A REAKTOR 123

LAMPIRAN B ABSORBER 150

LAMPIRAN C STRIPPER 162

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor karbon disulfida 2

Tabel 1.2 Data ekspor karbon disulfida 3

Tabel 1.3 Daftar pabrik produsen karbon disulfida di Indonesia 5

Tabel 2.1 Parameter spesifikasi karbon disulfida 9

Tabel 2.2 Parameter spesifikasi karbonil sulfida 10

Tabel 2.3 Parameter spesifikasi karbon monoksida 10

Tabel 2.4 Parameter spesifikasi sulfur 11

Tabel 2.5 Parameter spesifikasi DEA 11

Tabel 4.1 Perincian luas tanah bangunan pabrik 44

Tabel 4.2 Neraca massa total proses produksi karbon disulfida dalam kg/jam 49

Tabel 4.3 Neraca massa di MT-01 dalam kg/jam 50

Tabel 4.4 Neraca massa di RE-01 dalam kg/jam 50

Tabel 4.5 Neraca massa di SE-01 dalam kg/jam 50

Tabel 4.6 Neraca massa di SE-02 dalam kg/jam 51

Tabel 4.7 Neraca massa di SE-03 dalam kg/jam 51

Tabel 4.8 Neraca massa di AB-01 dalam kg/jam 51

Tabel 4.9 Neraca massa di ST-01 dalam kg/jam 52

Tabel 4.10 Neraca panas di MT-01 dalam kkal/jam 52

Tabel 4.11 Neraca panas di FR-01 dalam kkal/jam 52

Tabel 4.12 Neraca panas di RE-01 dalam kkal/jam 53

Tabel 4.13 Neraca panas di CP-01 dalam kkal/jam 53

Tabel 4.14 Neraca panas di CL-01 dalam kkal/jam 53

Tabel 4.15 Neraca panas di CP-02 dalam kkal/jam 53

Tabel 4.16 Neraca panas di CL-02 dalam kkal/jam 53

Tabel 4.17 Neraca panas di CP-03 dalam kkal/jam 54

Tabel 4.18 Neraca panas di CL-03 dalam kkal/jam 54

Tabel 4.19 Neraca panas di HE-01 dalam kkal/jam 54

Tabel 4.20 Neraca panas di AB-01 dalam kkal/jam 54

Tabel 4.21 Neraca panas di HE-02 dalam kkal/jam 55

Tabel 4.22 Neraca panas di ST-01 dalam kkal/jam 55

Tabel 4.23 Neraca panas di CL-04 dalam kkal/jam 55

Tabel 4.24 Kebutuhan air pendingin 65

Tabel 4.25 Kebutuhan air pembangkit *steam* 65

Tabel 4.26 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga 66

Tabel 4.27 Kebutuhan listrik pabrik 67

Tabel 4.28 Jadwal kerja *shift* 98

Tabel 4.29 Jumlah dan latar belakang pendidikan karyawan 99

Tabel 4.30 Gaji karyawan 101

Tabel 4.31 Indeks harga 105

Tabel 4.32 Indeks harga berdasarkan persamaan regresi 106

Tabel 4.33 Modal tetap (*Fixed Capital Investment*) 108

Tabel 4.34 Modal kerja (*Working Capital)* 109

Tabel 4.35 Biaya produksi (*Manufacturing Cost)* 110

Tabel 4.36 General Expense 111

Tabel 4.37 Total biaya produksi 111

Tabel 4.38 Fixed cost (Fa) 111

Tabel 4.39 Variable cost (Va) 111

Tabel 4.40 Regulated cost (Ra) 112

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik hubungan tahun dengan impor karbon disulfida 4

Gambar 1.2 Grafik hubungan tahun dengan ekspor karbon disulfida 4

Gambar 4.1 Tata letak pabrik 45

Gambar 4.2 Lay out alat proses 47

Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif 56

Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif 57

Gambar 4.5 Diagram alir utilitas 64

Gambar 4.6 Struktur organisasi 84

Gambar 4.7 Nilai tukar rupiah terhadap dollar 104

Gambar 4.8 Grafik hubungan harga dan kapasitas 115

INTISARI

Karbon disulfida digunakan sebagai bahan baku industri rayon, karet dan insektisida material. Karbon disulfida terbuat dari karbon monoksida dan sulfur dengan suhu 500 - 550°C dan tekanan 6 atm. Reaksi terjadi dalam waktu 4 - 6 detik untuk mencapai konversi 84,6 % dari karbon disulfida.

Pabrik ini dirancang untuk menghasilkan karbon disulfida dengan kapasitas 45.000 ton/tahun, 24 jam/hari dan waktu operasi 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah 9.996,2250 kg/jam dari karbon monoksida dan 11.424,2572 kg/jam dari sulfur. Utilitas 127.279,8400 kg/jam dari suply air, 1.667,5900 kwatt pasokan listrik, 299,6700 kg/jam bahan bakar solar.

Pabrik akan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur mengingat ketersediaan bahan baku, sarana transportasi, tenaga kerja dan kondisi lingkungan yang cukup stabil. Daerah yang diperlukan 158.625 m^2.

Pabrik ini akan direncanakan berjalan dalam manajemen Perseroan Terbatas (PT) dengan 180 karyawan dipimpin oleh Presiden Direktur. Jam kerja shift dan *non shift* diterapkan dalam pabrik ini.

Analisis ekonomi menunjukan bahwa pabrik ini akan memiliki 31,05 % dari tingkat setelah pajak investasi (ROI), 2 tahun waktu membayar setelah pajak (POT), 15,70 % dari arus kas diskonto (DCF), 41,2 % dari titik impas (BEP), dan 22,6 % dari menutup titik (SDP). Disimpulkan bahwa pabrik karbon disulfida layak untuk dibangun.

ABSTRACT

Carbon disulfide, used as raw material for rayon industry,rubber and insecticide materials, is produced from the reaction between carbon monoxide and sulfur at 500 – 550 °C and 6 atm. The reaction occured within 4 – 6 seconds to reach 84.6% of carbon disulfide conversion.

The plant was preliminary designed to produce carbon disulfide with the capacity of 45,000 ton/year, 24 hours/day and 330 days/year with of the operating time. The raw materials used are 9,996.2250 kg/h of carbon monoxide and 11,424.2572 kg/h of sulfur. The utilities are 127,279.8400 kg/h of water supply, 1,667.5900 kwatt of electricity supply, and 299.6700 kg/h of diesel fuel.

Based on some considerations such as the availability of raw material, transportation facilities, labor, and stable environmental conditions, the plant with the required area of 158,625 m² would, therefore, be established in Gresik, East Java

This plant would be planned to run in Limited liability company (PT) management with 180 employees leaded by a president director. The shift and non shift system would also be introduced in the working system.

The economic analysis showed that the plant will have 31.05 % of rate after taxes on investment (ROI), 2 years of pay out time after taxes (POT), 15.70 % of discounted cash flow (DCF), 41.2 % of break even point (BEP), and 22.6 % of shut down point (SDP). It was concluded that carbon disulfide plant are feasible to be built.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia memiliki sulfur yang cukup melimpah. Selama ini pemanfaatan hasilnya yang berupa bongkahan-bongkahan sulfur dipakai untuk pembuatan pupuk, penghalusan minyak yang biasanya digunakan untuk industri bahan-bahan kimia berat dan keperluan lain. Oleh karena itu pada pengembangan sektor industri perlu ditingkatkan dan diperluas untuk meningkatkan produksi, memperluas kesempatan kerja dan membantu menyeimbangkan sistem perekonomian Indonesia. Dalam beberapa tahun belakangan ini, komoditi karbon disulfida sebagai salah satu produk turunan dari sulfur banyak dikonsumsi di dalam negeri. Karbon disulfida merupakan bahan yang sangat diperlukan dalam jumlah yang sangat besar terutama untuk industri rayon, karet, *carbon tetra chlorida*, *flotation agent* untuk karet dan bahan insektisida (Krik and Othmer, 1995). Karbon disulfida dapat dihasilkan dengan cara mereaksikan karbon monoksida dan sulfur. Reaksi terjadi pada fase gas dan tekanan atmosferis.

Mengingat kegunaannya yang cukup banyak maka penyediaan karbon disulfida prospeknya sangat cerah di Indonesia. Dipandang dari segi ekonomi, pendirian pabrik karbon disulfida akan memberi manfaat yang besar yaitu mengurangi pengeluaran devisa negara dan dipandang dari segi sosial akan

memberikan lapangan pekerjaan bagi penduduk serta meningkatkan taraf pendapatan pemerintah daerah setempat. Pendirian pabrik karbon disulfida ini akan membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri yang sampai saat ini masih mengimpor dari negara lain. Dengan adanya pabrik karbon disulfida ini akan mendorong didirikannya pabrik – pabrik lain yang menggunakan karbon disulfida sebagai bahan baku utama didalam prosesnya.

Data impor dan ekspor dari tahun ke tahun karbon disulfida diperlihatkan pada Tabel 1.1. dan 1.2. Kebutuhan produk yang tinggi tidak sebanding dengan sedikitnya pabrik yang memproduksi karbon disulfida di Indonesia. Sehingga masih terbuka peluang besar untuk mendirikan pabrik karbon disulfida, membuka lapangan pekerjaan baru, dan mengurangi jumlah impor yang berarti menghemat devisa negara.

Tabel 1.1 Data impor karbon disulfida

Tahun	**Berat (kg)**
2007	305
2008	281.409
2009	6.580.971
2010	6.412.293
2011	390.759
2012	5.777.760
2013	11.232.980
2014	9.393.562
2016*	13.894.000
2018*	16.656.000
2020*	19.418.000
2022*	22.180.000
2025*	26.323.000

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2007-2014)

Tabel 1.2 Data ekspor karbon disulfida

Tahun	Berat (kg)
2007	12.115.066
2008	8.112.456
2009	1.069.000
2010	3.450.127
2011	5.112.874
2012	7.651.573
2013	7.034.273
2014	6.551.546
2016*	10.262.210
2018*	12.552.890
2020*	14.843.570
2022*	17.134.250
2025*	20.570.270

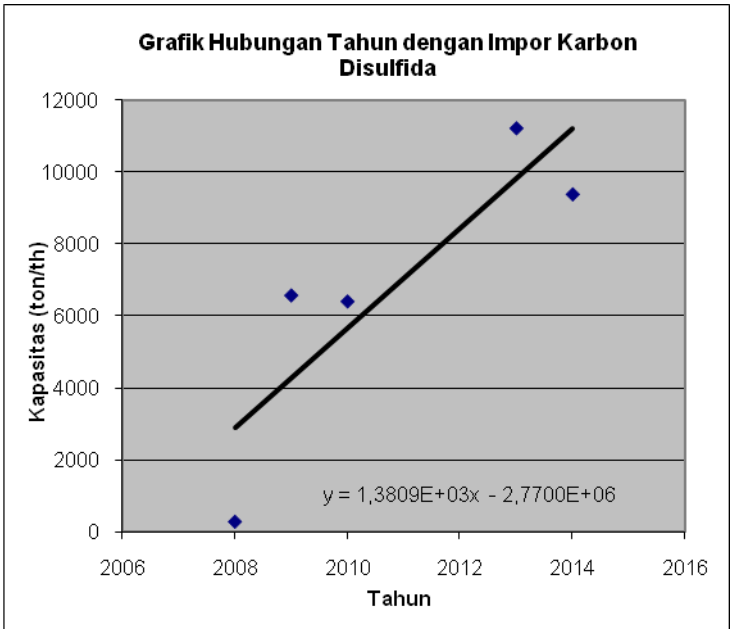
(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2007-2014)

*) diprediksi

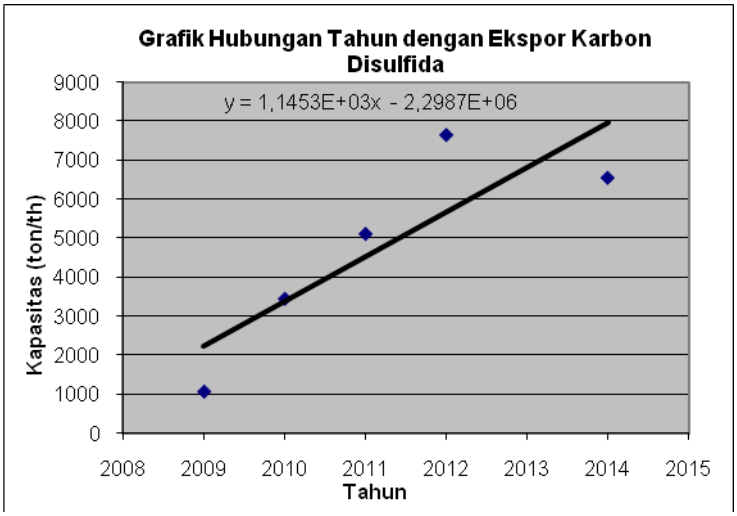
1.1.2 Ketersedian Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting untuk kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik, bahan baku harus mendapat perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup.

Bahan baku yang digunakan adalah sulfur yang dapat diperoleh dalam negeri yaitu di daerah Banyuwangi, Jawa Timur. Sedangkan karbon monoksida dapat diperoleh dalam negeri seperti di PT. Petrokimia Gresik.



Gambar 1.1 Grafik hubungan tahun dengan impor karbon disulfida



Gambar 1.2 Grafik hubungan tahun dengan ekspor karbon disulfida

Menurut perhitungan pada grafik di atas, didapatkan persamaan eksponensial hubungan tahun dengan jumlah impor dan ekspor, yaitu:

y = 1,3809E+03X - 2,7700E+06 untuk impor; dan

y = 1,1453E+03X – 2,2987E+06 untuk ekspor

dengan y = jumlah kebutuhan impor atau ekspor (kapasitas)

x = tahun ke-

Pendirian pabrik karbon disulfida dari karbon monoksida dan sulfur ini direncanakan didirikan untuk memenuhi kebutuhan karbon disulfida pada tahun 2025, yaitu sebesar 45.000 ton/tahun. Kapasitas 45.000 ton/tahun didapatkan dari prediksi jumlah kebutuhan impor ditambah dengan kebutuhan ekspor di tahun 2025. Kebutuhan produk yang tinggi tidak sebanding dengan sedikitnya pabrik yang memproduksi karbon disulfida di Indonesia sehingga terbuka peluang besar untuk mendirikan pabrik karbon disulfida. Daftar pabrik karbon disulfida di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Daftar pabrik produsen karbon disulfida di Indonesia

Nama Perusahaan	**Tahun**	**Lokasi**	**Kapasitas ton/tahun**
PT. South Pacific Viscose	2011	Purwakarta, Jawa Barat	80.000
Baijin Group	2008	Indonesia, India, Taiwan, Thailand, Japan, Korea, and Brazil	35.000
PT. Indo Raya Kimia	2003	Cikampek	50.000
PT. Akzo Nobel Satindo (sekarang GASCO)	1999	Cikampek	40.000

(Sumber: www.pt-spv.com; www.baijin-group.com; www.adityabirla.com; www.icis.com diakses pada tanggal 30 Maret 2015, jam 19.45)

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Sulfur

Sulfur adalah unsur kimia dalam tabel periodik yang memiliki lambang S dan nomor atom 16. Bentuknya adalah non-metal yang tak berasa, tak berbau dan multivalent. Belerang dalam bentuk aslinya adalah sebuah zat padat kristalin kuning. Di alam, belerang dapat ditemukan sebagai unsur murni atau sebagai mineral – mineral *sulfide* dan *sulfate*. Ia adalah unsur penting untuk kehidupan dan ditemukan dalam dua asam amino. Penggunaan komersilnya terutama dalam fertilizer namun juga dalam bubuk mesiu, korek api, insektisida dan fungisida.

Sulfur adalah bahan kimia mineral yang paling penting dan unsur yang paling banyak disebarluaskan. Sulfur di alam terdapat dalam keadaan bebas dan dalam bentuk senyawa. Sulfur alam dalam keadaan bebas diperoleh dari gunung berapi dan ada pula yang tertimbun di dalam tanah. Sulfur dalam bentuk senyawa tersebar luas dalam bumi sebagai sulfit dan sulfat. Sulfur dalam bentuk gas dapat ditemui pada proses peleburan bijih logam dan industri kimia.

Sulfur memiliki sifat relatif inert, tetapi pada 247 °C sulfur terbakar menjadi SO_2 atau SO_3 dan gas ini bisa digunakan langsung atau dikonversikan menjadi asam sulfat, ini merupakan penggunaan sulfur yang murah. Sulfur banyak sekali kegunaannya misalnya pada industri pupuk, pengilangan

minyak, bahan kimia, rayon dan film, cat dan pigmen, produk batu bara, besi dan baja, peleburan logam yang lain, bahan peledak, tekstil dan lain – lain.

Angka produksi sulfur dunia sekitar 4 juta ton per tahun dengan Amerika sebagai produsen terbesar yaitu sebanyak 92% dan sisanya berasal dari Itali, Jepang, Chil, Perancis, Meksiko, Spanyol dan Belanda.

(Battey, 1981; Bateman, 1950)

1.2.2 Karbon Disulfida

Karbon disulfida pertama kali ditemukan oleh *W.A Lampudius* pada tahun 1796, dengan mereaksikan batu bara dan pirit pada suhu tinggi. Pada tahun 1802, *Clement* dan *Desames* menemukan proses pembuatan karbon disulfida dengan mereaksikan karbon monoksida dan sulfur.

Karbon disulfida merupakan cairan tidak berwarna namun bila terpapar cahaya matahari berubah menjadi kekuning–kuningan, tidak berbau mudah menyala dan volatil, larut dalam benzen, alkohol dan eter, sangat sedikit terlarut dalam air sekitar 0,014%.

1.2.3 Karbon Monoksida

Karbon monoksida ini memiliki rumus kimia CO. Karbon monoksida adalah gas yang tak berwarna, tak berbau, dan tak berasa. CO terdiri dari satu atom karbon yang secara kovalen berikatan dengan satu atom oksigen. Dalam ikatan ini, terdapat dua ikatan kovalen dan satu ikatan kovalen koordinasi antara atom karbon dan oksigen.

Karbon monoksida dihasilkan dari pembakaran tak sempurna dari senyawa karbon, sering terjadi pada mesin pembakaran dalam. Karbon

monoksida terbentuk apabila terdapat kekurangan oksigen dalam proses pembakaran. Karbon monoksida mudah terbakar dan menghasilkan nyala api berwarna biru, menghasilkan karbon dioksida. Walaupun ia bersifat racun, CO memainkan peran yang penting dalam teknologi modern, yakni merupakan prekursor banyak senyawa karbon.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan karbon disulfida dirancang berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Karbon Disulfida

Parameter spesifikasi produk karbon disulfida dapat dilihat pada Tabel 2.1

Tabel 2.1 Parameter spesifikasi karbon disulfida

Parameter	Spesifikasi
Rumus Molekul	CS_2
Penampilan	Suatu cairan yang tidak bewarna namun bila terkena matahari berubah menjadi kekuning-kuningan; tidak berbau
Berat molekul, g/mol	76,143
Titik beku, °C	-111,42
Titik didih, °C	46,37
Suhu kritis, °C	279
Tekanan kritis, atm	77,9
Densitas, g/ml	1,256

(Sumber : Yaws, 1999)

2.1.2 Karbonil Sulfida

Parameter spesifikasi produk samping karbonil sulfida disajikan pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Parameter spesifikasi karbonil sulfida

Parameter	Spesifikasi
Rumus molekul	COS
Berat Molekul, g/mol	60,076
Titik beku, °C	-138,65
Titik didih, °C	-50
Suhu kritis, °C	105,8
Tekanan kritis, atm	62,66
Densitas, g/ml	1,005

(Sumber : Yaws, 1999)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Parameter spesifikasi bahan baku karbon monoksida dapat dilihat pada Tabel 2.3 dan parameter spesifikasi bahan baku sulfur dapat dilihat pada Tabel 2.4.

2.2.1 Karbon Monoksida

Tabel 2.3 Parameter spesifikasi karbon monoksida

Parameter	Spesifikasi
Rumus Molekul	CO
Penampilan	Gas yang tak berwarna, tidak berbau dan tidak berasa
Titik beku, °C	-204,85
Titik didih, °C	-191,3
Suhu kritis, °C	-140,08
Tekanan kritis, atm	34,53
Densitas, g/ml	0,8030
Berat molekul, g/mol	28,010

(Sumber : Yaws, 1999)

2.2.2 Sulfur

Tabel 2.4 Parameter spesifikasi sulfur

Parameter	Spesifikasi
Rumus molekul	S
Penampilan	Zat padat berwarna kuning
Berat molekul, g/mol	32,066
Titik leleh, °C	106,8
Titik didih, °C	444,6
Densitas, g/ml	1,9200

(Sumber : Thomas K. Sherwood, 1958)

2.2.3 DEA

Tabel 2.5 Parameter spesifikasi DEA

Parameter	Spesifikasi
Rumus molekul	$(HOC_2H_4)_2NH$
Berat molekul, g/mol	105,1
Titik beku, °C	25,11
Titik didih, °C	268,38
Densitas, g/ml	1,0881
Suhu kritis, °C	442,1
Tekanan kritis, atm	32,3
Konstanta Antoine A Konstanta Antoine B Konstanta Antoine C	8,22303 2315,46 173,3

(Sumber: Dr. R. N. Maddox, 1974)

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

Karbon monoksida disimpan dalam tangki penyimpanan berupa tangki silinder dengan tekanan 1 atm dan suhu 30 ^oC dalam fase gas, sedangkan

sulfur disimpan dalam gudang atau silo dalam fase padat. Kemurnian sulfur adalah 99% berat.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Untuk dapat menjalankan proses, bahan baku perlu diberikan perlakuan khusus sebelum direaksikan dalam reaktor. Karbon monoksida dari tangki penyimpanan dinaikkan suhunya hingga 500 ^{o}C. Sedangkan bahan baku sulfur yang disimpan dalam bentuk padatan, perlu dilelehkan terlebih dahulu pada suhu lelehnya (>106,8 ^{o}C) agar berubah fase menjadi cair. Kemudian, lelehan tersebut dinaikkan suhunya hingga mencapai suhu reaksi (500 ^{o}C). Selanjutnya sulfur diubah fasenya menjadi fase gas dan direaksikan dengan karbon monoksida di dalam reaktor.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Produk utama yang dihasilkan adalah karbon disulfida dengan kemurnian 99% dan berbentuk cair. Selain itu, reaksi juga menghasilkan produk samping yaitu karbonil sulfida (COS) dan karbon dioksida (CO_2). Sebagian karbonil sulfida akan dijual dan sebagian lagi akan digunakan kembali untuk kebutuhan proses.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pabrik karbon disulfida (CS_2) adalah pabrik yang berbahan baku karbon monoksida (CO) dan sulfur (S_2). Pabrik ini dirancang dengan kapasitas 45.000 ton/tahun dan beroperasi selama 24 jam dan 330 hari dalam setahun.

CO dengan kemurnian 98% dari tangki penyimpan bahan baku TP-01 yang mempunyai kondisi suhu 30 °C dan tekanan 6,200 atm, dialirkan melalui pipa menuju *furnace* FR-01 untuk menaikkan suhu hingga mencapai 500 °C. Padatan sulfur dengan kemurnian 99% dari gudang penyimpanan bahan baku dialirkan dengan *bucket elevator* BE-01 menuju *melter* MT-01 yang memiliki kondisi suhu 110 °C untuk melelehkan sulfur dan menguapkan kandungan air dalam sulfur. Suplai panas yang digunakan *melter* MT-01 berasal dari steam dengan suhu 165 °C. Kemudian sulfur cair dialirkan dengan pompa PM-01 untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 6,200 atm, menuju *furnace* FR-01 untuk menguapkan sulfur pada suhu 500°C.

Selanjutnya CO dan uap sulfur direaksikan didalam reaktor alir pipa multi tubular RE-01. Reaksi yang terjadi adalah:

$$2CO + S_2 \rightarrow ½\ CS_2 + COS + ½\ CO_2$$

Reaksi tersebut terjadi didalam reaktor tersebut merupakan reaksi non katalitik yang terjadi pada kondisi suhu 500 °C dan tekanan 6,100 atm. Reaksi tersebut bersifat eksotermis yang berarti reaksi akan mengelurkan panas

sehingga reaktor harus dilengkapi dengan pendingin HITEC dengan suhu 475 °C yang dialirkan melalui *shell*. Pendingin berfungsi untuk menjaga suhu dalam reaktor agar tidak keluar dari kisaran yang diinginkan.

Kemudian hasil reaksi dari reaktor RE-01 dialirkan menuju kondensor parsial CP-01. Kondensor parsial CP-01 berfungsi untuk mengembunkan uap air (H_2O) dan uap sulfur yang tidak ikut bereaksi dengan kondisi dari suhu 600,8000 °C menjadi suhu 148,7000 °C dengan pendingin HITEC pada suhu 125 °C. Setelah terbagi menjadi 2 fase, uap campuran dialirkan menuju *separator* SP-01 dengan kondisi suhu 148,7000 °C dan tekanan 6 atm untuk memisahkan campuran gas dan uap sebagai hasil atas dan cair sebagai hasil bawah. Hasil bawah keluaran *separator* SP-01 berupa air dan sulfur cair dengan suhu 148,7000 °C dan tekanan 6 atm dialirkan menuju *expansion valve* EV-04 untuk mengurangi tekanan menjadi 1 atm. Kemudian air dan sulfur cair di-*recycle* menuju *melter* MT-01. Hasil atas keluaran *separator* SP-01 berupa campuran gas dan uap dialirkan menuju kondensor parsial CP-02. Kondensor parsial CP-02 berfungsi untuk mengembunkan uap karbon disulfida (CS_2) dengan kondisi dari suhu 148,7 °C menjadi suhu 53,23 °C dengan air pendingin pada suhu 30 °C. Setelah terbagi menjadi 2 fase, uap campuran dialirkan menuju *separator* SP-02 dengan kondisi suhu 53,23 °C dan tekanan 6 atm untuk memisahkan campuran gas dan uap sebagai hasil atas dan cair sebagai hasil bawah. Hasil bawah keluaran *separator* SP-02 berupa CS_2 dengan suhu 53,23 °C dan tekanan 6 atm dialirkan menuju *cooler* CL-01 untuk diturunkan suhunya menjadi 35 °C dilanjutkan ke *expansion valve* EV-

05 untuk mengurangi tekanan menjadi 2 atm. Kemudian CS_2 dialirkan menuju tangki penyimpanan TP-02. Hasil atas keluaran *separator* SP-02 berupa campuran gas dan uap dialirkan menuju kompresor CO-01 hingga tekanan mencapai 25 atm. Perubahan tekanan pada kompresor CO-01 mengakibatkan perubahan suhu menjadi 105,93 °C.

Selanjutnya, campuran uap dialirkan menuju kondensor parsial CP-03. Kondensor parsial CP-03 berfungsi untuk mengembunkan uap karbonil sulfida (COS) dengan kondisi dari suhu 105,93 °C menjadi suhu 31,94 °C dengan air pendingin pada suhu 30 °C. Setelah terbagi menjadi 2 fase, uap campuran dialirkan menuju *separator* SP-03 dengan kondisi suhu 31,94 °C dan tekanan 25 atm untuk memisahkan campuran gas dan uap sebagai hasil atas dan cair sebagai hasil bawah. Hasil bawah keluaran *separator* SP-03 berupa COS dengan suhu 31,94 °C dan tekanan 25 atm dialirkan menuju *expansion valve* EV-05 untuk mengurangi tekanan menjadi 19 atm. Kemudian COS dialirkan menuju tangki penyimpanan TP-03.

Hasil atas keluaran *separator* SP-03 berupa campuran gas dan uap dialirkan menuju *expansion valve* EV-01 hingga tekanan mencapai 1 atm. Perubahan tekanan pada *expansion valve* EV-01 mengakibatkan perubahan suhu menjadi 6,79 °C. Hasil atas keluaran *separator* SP-03 yang mengandung karbon monoksida (CO) dan karbon dioksida (CO_2) dialirkan menuju *heater* HE-01 untuk menaikkan suhu hingga mencapai 40 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 120 °C. Kemudian campuran uap dan gas dialirkan menuju *absorber* AB-01 guna menghilangkan CO_2 yang masih berikatan dengan CO.

Absorber AB-01 dioperasikan pada kondisi suhu 40 °C dan tekanan 1 atm. Solven yang digunakan untuk mengikat CO_2 dalam campuran adalah dietanol amin ($(C_2H_5O)2NH$). Setelah dietanol amin mengikat CO_2 pada campuran kemudian CO dialirkan menuju *expansion valve* EV-01 untuk diturunkan tekanannya menjadi 6,200 atm dan di-*recycle* menuju *furnace* FR-01. Kemudian campuran CO_2-dietanol amin dialirkan menuju *heater* HE-02 untuk dinaikkan suhunya menjadi 151 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 120 °C. Selanjutnya campuran dialirkan menuju *stripper* ST-01 guna melepaskan CO_2 yang berikatan dengan dietanol amin. *Stripper* ST-01 dioperasikan pada kondisi suhu 151 °C dan tekanan 1 atm. Setelah dietanol amin terpisah dari CO_2, kemudian dietanol amin dialirkan menuju *cooler* CL-02 untuk menurunkan suhu menjadi 40 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C. Dietanol amin selanjutnya dialirkan kembali menuju *absorber* AB-01, sedangkan CO_2 kemudian dialirkan dengan pipa menuju unit pengolahan limbah (UPL).

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

3.2.1 Tangki Bahan Baku CO (TP-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku CO

Tipe alat : Tangki silinder horizontal

Kondisi operasi

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 6,2 atm

Kecepatan umpan tangki : 8.728,0166 kg/j

Jumlah tangki : 1 tangki

Kapasitas tangki : 34.912,0770 kg

Volume gas : 4.943.843,5000 L

Volume tangki : 5.932,6100 m^3

Diameter : 9,6400 m

Panjang (L) : 77,1300 m

Harga : US$ 129.700

3.2.2 *Bucket Elevator* (BE-01)

Fungsi : Menaikkan sulfur dengan kemurnian 99% dari gudang menuju *hopper* (HO-01)

Tipe alat :*Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator*

Kondisi operasi

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Jumlah : 1 unit

Kecepatan : 9.762,5480 kg/jam

Jarak *bucket* : 1,2500 ft

Tinggi *elevator* : 114,8300 ft

Volume *bucket* : 0,2361 ft^3

Daya : 5 HP

Harga : US$ 13.203

3.2.3 *Screw Conveyor* (SC-01)

Fungsi : Mengangkut S_2 dengan kemurnian 99% menuju reaktor (RE-01)

Tipe alat : *Helicoid screw conveyor*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Kondisi fisik

- Panjang : 30,0000 ft
- Diameter : 0,6560 ft
- Daya : 0,5 HP

Putaran : 85 rpm

Harga : US$ 101.500

3.2.4 *Melter* (MT-01)

Fungsi : Meleburkan S_2 sebagai umpan reaktor (RE-01)

Tipe alat : Tangki berpengaduk

Jumlah : 1 unit

Material : *Stainless Steel*

Kondisi Operasi

- Temperatur : 110 °C
- Tekanan : 1 atm

Kecepatan : 11.578,7230 kg/j

Diameter : 2,16 m

Tinggi : 3,25 m

Volume cairan : 10,9340 m^3/jam

Volume melter : 13.667,0470 L

Volume cairan dalam *head* : 0,8590 m^3

Volume cairan di badan *mixer* :10,0740 m^3

Tinggi cairan di badan *mixer* : 2,7380 m

Tebal *shell* : 4/16 in

Tebal *head* : 4/16 in

Diameter *impeler* : 72,1600 cm

Tinggi *impeler* : 72,1600 cm

Lebar *buffle* : 7,2200 cm

Daya : 1 HP

Harga : US$ 61.100

3.2.5 Pompa (PM-01)

Fungsi : Mengalirkan S_2 pengeluaran hasil bawah *melter* (MT-01) menuju *furnace* (FR-01)

Tipe alat : Pompa *centrifugal*

Kondisi operasi

- Temperatur : 110 °C
- Tekanan : 1 atm

Kecepatan : 11.481,6700 kg/j

Pipa

- IPS : 1,0000 in
- *Schedule* : 40
- Diameter luar (OD) : 1,3200 in
- Diameter dalam (ID) : 1,049 in
- Luas penampang (A) : 0,864 in

Kapasitas pompa : 24,485 gpm

Total *head* : 13,8 m

Kecepatan putar : 1750 rpm

Jumlah : 2 unit

Harga : US$ 8.100

3.2.6 *Furnace* (FR-01)

Fungsi : Memanaskan umpan reaktor (RE-01)

Tipe alat : *Fire box furnace*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 110°C
- Tekanan : 6,2000 atm

Kecepatan : 21752,6950 kg/j

Pipa

- OD : 4,5000 in
- *Pitch* : 9 in
- *Surface* : 1,1780 sqft/ft

- Panjang : 24 ft

Bahan bakar : *Fire brick*

Harga : US$ 55.000

3.2.7 Reaktor (RE-01)

Fungsi : Mereaksikan karbon monoksida (CO) dengan sulfur (S)

Tipe alat : Reaktor alir pipa (RAP) multi tubular tanpa katalis

Jumlah : 1 unit

Fase : Gas-gas

Kondisi operasi

- Temperatur : 500-550 °C
- Tekanan : 6,1000 atm

Kecepatan : 29.709,4620 kg/jam

Jumlah pipa : 672,7736 pipa

Diameter luar pipa : 3,3530 cm

Diameter dalam pipa : 2,6640 cm

Pitch : 4,1910 cm

Diameter *shell* : 2,1920 m

Jumlah pendingin : 268.992 kg/jam

Panjang terhitung : 19,1400 m = 63,6000 ft

Panjang pipa : 19,5000 m = 64,0000 ft

Tinggi *head* reaktor : 1,0960 m

Tinggi reaktor : 20,6000 m

Harga : US$ 104.233

3.2.8 Kondensor Parsial (CP-01)

Fungsi : Mengembunkan uap campuran yang keluar dari reaktor (RE-01) dengan pendingin HITEC

Tipe alat : *Shell & tube desuperheater condenser*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 148,7 °C
- Tekanan : 6 atm

Spesifikasi

Shell	***Tube***
ID *shell* : 29	ID *tube* : 0,482
Nt : 526	OD; BWG : 0,75 ; 10
Pass : 1	*Pitch* : 1,00 *square pitch*
	Panjang : 16 in
	Pass : 2

Jumlah pendingin HITEC : 21.587,7168 kg/jam

Harga : US$ 74.100

3.2.9 *Separator* (SP-01)

Fungsi : Memisahkan fase uap dan cair (S_2 dan H_2O) yang terbentuk keluar kondensor parsial (CP-01)

Jenis : *Vertical drum separator*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 148,7 °C
- Tekanan : 6 atm

Kecepatan massa cairan : 129,1680 lb/ft^3

Kecepatan massa uap : 0,6188 lb/ft^3

Kecepatan volume uap : 18,9830 ft^3

Kecepatan volume cairan : 0,0124 ft^3/detik

Diameter separator : 2,659 ft = 32 inch

Tinggi : 7,9760 ft

Tinggi cairan : 4,0240 ft

Harga : US$ 10.400

3.2.10 Kondensor Parsial (CP-02)

Fungsi : Mengembunkan uap campuran yang keluar dari *cooler* (CL-01)

Tipe alat : *Shell & tube desuperheater condensor*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 53,23 °C
- Tekanan : 6 atm

Spesifikasi

Shell	***Tube***
ID *shell* : 17,25	ID *tube* : 0,482
Nt : 166	OD ; BWG : 0,75 ; 10
Pass : 1	*Pitch* : 1,00 *square pitch*
	Panjang : 16 in
	Pass : 2

Jarak *baffle* : 4,3100 in

Luas *flow* area : 0,1292 ft^3

Harga : US$ 37.000

3.2.11 *Separator* (SP-02)

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang keluar kondensor parsial (CP-02)

Tipe alat : *Vertical drum separator*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 53,23°C
- Tekanan : 6 atm

Kecepatan massa cairan : 78,6240 lb/ft^3

Kecepatan massa uap : 2,2415 lb/ft^3

Kecepatan volume uap : 3,6920 ft^3

Kecepatan volume cairan : 0,0504 ft^3/detik

Diameter *separator* : 2,4140 ft = 29 inch

Tinggi : 7,2401 ft

Tinggi cairan : 3,2710 ft

Harga : US$ 9.700

3.2.12 *Cooler* (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan CS_2 hasil bawah *separator* (SP-02) dengan air pendingin

Tipe alat : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 53,23 °C
- Tekanan : 6 atm

Spesifikasi

Tube	***Anulus***
ID *shell* : 2,5 in	ID : 3,049 in
OD : 2,88 in	OD : 3,5 in
Hairpin : 2	Panjang : 12 in

Beban panas HE : 136.180,547 kcal/jam

Luas transfer panas : 34,359 ft^2

Umpan dan pendingin

- Kecepatan umpan masuk : 5681,818 kg/j
- Jumlah *hairpin* : 2

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Stainless steel*

Harga : US$ 15.800

3.2.13 Kompresor (CO-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara sebagai umpan Kondensor parsial (CP-03)

Jenis : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 53,23 °C
- Tekanan : 6 atm

Wheel Selection

- *Intake volume* : 224,9500 ft^3/men
- *Nominal speed* : 9.800 rpm
- *Maximum speed* : 10.870 rpm
- *Nominal polythropic head* : 8.200 ft
- Jumlah *stage* : 1

Daya motor : 110 HP

Spesific speed : 171

Harga : US$ 85.100

3.2.14 Kondensor Parsial (CP-03)

Fungsi : Mengembunkan uap campuran yang keluar dari kondensor parsial (CP-03) dengan pendingin air

Tipe alat : *Shell & tube desuperheater condensor*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 31,94 °C
- Tekanan : 25 atm

Spesifikasi

Shell	*Tube*
ID *shell* : 25	ID *tube* : 0,4820
Nt : 394	OD ; BWG : 0,75 ; 10
Pass : 1	*Pitch* : 1,00 *square pitch*
	Panjang : 18 in
	Pass : 2

Jarak *buffle* : 6,2500 in

Luas *flow* area : 0,2713 ft^3

Harga : US$ 98.100

3.2.15 *Separator* (SP-03)

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk keluar kondensor parsial (CP-03)

Tipe alat : *Vertical drum separator*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 31,94 °C
- Tekanan : 25 atm

Kecepatan massa cairan : 78,6240 lb/ft^3

Kecepatan massa uap : 2,9734 lb/ft^3

Kecepatan volume uap : 1,0750 ft^3

Kecepatan volume cairan : 0,0709 ft^3/detik

Diameter separator : 4,6440 ft = 56 inch

Tinggi : 13,9330 ft

Tinggi cairan : 6,2780 ft

Harga : US$ 15.500

3.2.16 *Heater* (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan *absorber* (AB-01) campuran dengan pemanas *steam* jenuh

Tipe alat : *Double pipe heat exchanger*

Kondisi operasi

- Temperatur : 6,79 °C
- Tekanan : 1 atm

Beban panas HE : 105.506,5469 kcal/jam

Luas transfer panas : 61,2800 ft^2

Umpan dan pemanas

- Kecepatan umpan masuk : 54,5592 kg/jam
- Kecepatan *steam* jenuh : 5.228,1330 kg/jam
- Jumlah *hairpin* : 3

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : US$ 1.600

3.2.17 *Absorber* (AB-01)

Fungsi : Menyerap karbon dioksida (CO_2) dari campuran gas yang keluar dari *separator* (SP-03)

Tipe alat : *Packed tower*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 40 °C
- Tekanan : 1 atm

Diameter menara : 3,6047 m

Tinggi tumpukan bahan isian : 23,916 m

Tinggi menara : 10,0394 m

Harga : US$ 34.050

3.2.18 Kompresor (CO-02)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara sebagai umpan *cooler* (CL-01)

Jenis : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 40 °C
- Tekanan : 1 atm

Wheel selection

- *Intake volume* : 1.236,3100 ft^3/menit

- *Nominal speed* : 9.800 rpm
- *Maximum speed* : 10.870 rpm
- *Nominal polythropic head* : 8.200 ft
- Daya motor : 750 Hp
- *Spesific speed* : 400

Harga : US$ 216.700

3.2.19 *Cooler* (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah *stripper* (ST-01) dengan air pendingin

Tipe alat : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Temperatur : 151 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Shell	*Tube*
ID *shell* : 15,2500 in	ID : 0,48 in
Nt : 116	OD ; BWG : 0,75 in ; 10
Pass : 2	*Pitch* : 1,00 *square pitch*
	Panjang : 12 in

Jarak *baffle* : 30,5000 in

Luas *flow* area : 0,4040 ft^3

Harga : US$ 19.900

3.2.20 *Stripper* (ST-01)

Fungsi : Memisahkan karbon dioksida (CO_2) dari campuran yang keluar dari bawah *absorber* (AB-01)

Tipe alat : Menara bahan isian

Kondisi operasi

- Temperatur : 151 °C
- Tekanan : 1 atm

Diameter menara : 2,360 m

Tinggi tumpukan bahan isian : 7,768 m

Tinggi menara : 12,45 m

Harga : US$ 34.050

3.2.21 *Heater* (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan penyerap dengan pemanas *steam* jenuh

Tipe alat : *Double pipe heat exchanger*

Kondisi operasi

- Temperatur : 40 °C
- Tekanan : 1 atm

Beban panas HE : 1.054.223,1250 kcal/jam

Luas transfer panas : 67,6600 ft^2

Umpan dan pemanas

- Kecepatan umpan masuk : 545,1563 kg/j
- Kecepatan *steam* jenuh : 21.838,6100 kg/j
- Jumlah *hairpin* : 5

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : US$ 1.600

3.2.22 Tangki Penyimpanan Produk CS_2 (TP-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku CS_2

Tipe alat : Tangki silinder horizontal

Kondisi operasi

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 2 atm

Kecepatan umpan tangki : 5.681,8179 kg/j

Jumlah tangki : 1 tangki

Kapasitas tangki : 1.022.727,1900 kg

Volume cairan : 857.287,5600 L

Volume tangki : 1.028,7500 m^3

Diameter : 5,8800 m

Panjang (L) : 35,3100 m

Material : Baja stainless steel

Tebal shell : 7/16 in

Tebal head : 7/16 in

Harga : US$ 160.000

3.2.23 Tangki Penyimpanan Produk Samping COS (TP-03)

Fungsi : Menyimpan produk samping COS

Tipe alat : Tangki silinder horizontal

Kondisi operasi

- Temperatur : 31,94 °C
- Tekanan : 19 atm

Kecepatan umpan tangki : 9118,1621 kg/j

Jumlah tangki : 1 tangki

Kapasitas tangki : 3.282.538,2500 kg

Volume cairan : 2.754.299,2500 L

Volume tangki : 3.305,16 m^3

Diameter : 57,9300 m

Panjang (L) : 63,4700 m

Material : Baja stainless steel

Tebal shell : 3 ¾ in

Tebal head : 3 ¼ in

Harga : US$ 342.700

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan karbon disulfida Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan karbon disulfida tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia.

Diperkirakan kebutuhan karbon disulfida terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan karbon disulfida sebagai bahan baku dan bahan tambahan dengan melihat kapasitas pabrik-pabrik karbon disulfida yang telah berdiri. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 45.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

   Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS tentang kebutuhan karbon disulfida di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat.

   Dengan kapasitas tersebut diharapkan:

   -Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.

   -Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju import karbon disulfida dapat ditekan seminimal mungkin.

2. Ketersediaan bahan baku

   Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan karbon disulfida adalah penting dan mutlak yang harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik. Diharapkan kebutuhan bahan

baku karbon disulfida yaitu karbon monoksida dapat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik, Jawa Timur sedangkan sulfur dapat diperoleh dari Kawah Ijen.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yag dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

   Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu:

   - Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
   - Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya:
     - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
     - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
     - Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

   Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

-Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

-Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kergian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

-Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat disekitar lokasi pabrik. Alasan pemilihan lokasi pabrik perlu diperhitungkan pula biaya pengiriman, transportasi, sarana dan prasarana di daerah lokasi pendirian pabrik serta kebijakan yang berlaku di daerah setempat.

Faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan daerah pendirian pabrik karbon disulfida dari karbon monoksida dan sulfur yang direncanakan di Gresik, Jawa Timur diklasifikasikan sebagai berikut:

1. Faktor Utama, yang meliputi Pemasaran, Transportasi, Kebutuhan air, Kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar, dan Tenaga kerja
2. Faktor Khusus, yang meliputi Biaya lahan parkir, Kondisi iklim dan cuaca, dan Sosial masyarakat

4.1.1 Faktor Utama

Adapun yang termasuk di dalam faktor utama pendirian karbon disulfida adalah sebagai berikut:

a. Pemasaran

Mudahnya memasarkan hasil produksi, baik disekitar pabrik, dijual antar pulau di Indonesia karena lokasinya dekat dengan jalan darat yang

menghubungkan dengan kota-kota besar di Indonesia, maupun dijual ke luar negeri karena lokasinya dekat dengan pelabuhan yang merupakan jalur transportasi laut untuk mengekspor produk ke negara-negara tertentu.

b. Transportasi

Penyediaan bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat dan laut. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik memiliki sarana transportasi darat dan laut yang cukup memadai. Lokasi pabrik terletak di tepi jalan raya yang menghubungkan jalur lintas antar provinsi sehingga mempermudah transportasi baik untuk bahan baku, bahan pendukung lainnya maupun pemasaran produk.

c. Kebutuhan Air

Kebutuhan air diperoleh dari Sungai Brantas yang mengalir di sekitar pabrik untuk proses, secara utilitas dan keperluan domestik.

d. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Selain itu, kebutuhan listrik juga dapat diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) Gresik.

e. Tenaga Kerja

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja ini merupakan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan baik yang terdidik maupun yang belum terdidik.

4.1.2 Faktor Khusus

Adapun faktor-faktor khusus dalam pendirian pabrik karbon disulfida adalah sebagai berikut:

a. Biaya Lahan Pabrik

   Lahan yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga yang terjangkau.

b. Kondisi Iklim dan Cuaca

   Indonesia sebagai negara tropis hanya memiliki 2 musim yakni: musim kemarau dan musim hujan. Kondisi iklim dan cuaca di lokasi pabrik juga relatif stabil. Sehingga pada saat penyimpanan bahan baku tidak memiliki kendala. Bencana alam seperti gempa bumi, banjir, tanah longsor, dan lainnya hampir tidak pernah terjadi sehingga memungkinkan pengoperasian pabrik berjalan lancar.

c. Sosial Masyarakat

   Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik karbon disulfida karena akan menambah penghasilan dan tersedianya lapangan kerja bagi penduduk sekitar. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan pabrik merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum

mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian.

Tata letak pabrik disusun sedemikian rupa sehingga memudahkan jalannya proses produksi serta turut mempertimbangkan aspek keamanan dan lingkungan. Untuk mempermudah jalannya proses produksi, unit-unit dalam pabrik diatur sedemikian rupa sehingga unit yang saling berhubungan jaraknya berdekatan. Dengan demikian pipa yang digunakan dapat sependek mungkin dan energi yang dibutuhkan untuk mendistribusikan aliran dapat diminimalisir. Untuk keamanan, area perkantoran terletak cukup jauh dari areal proses.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien dan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut:

a. Urutan proses produksi
b. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam*, proses, tenaga listrik, dan bahan baku
c. Pemeliharaan dan perbaikan
d. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja

e. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat
f. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi
g. Masalah pembuangan limbah cair
h. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja

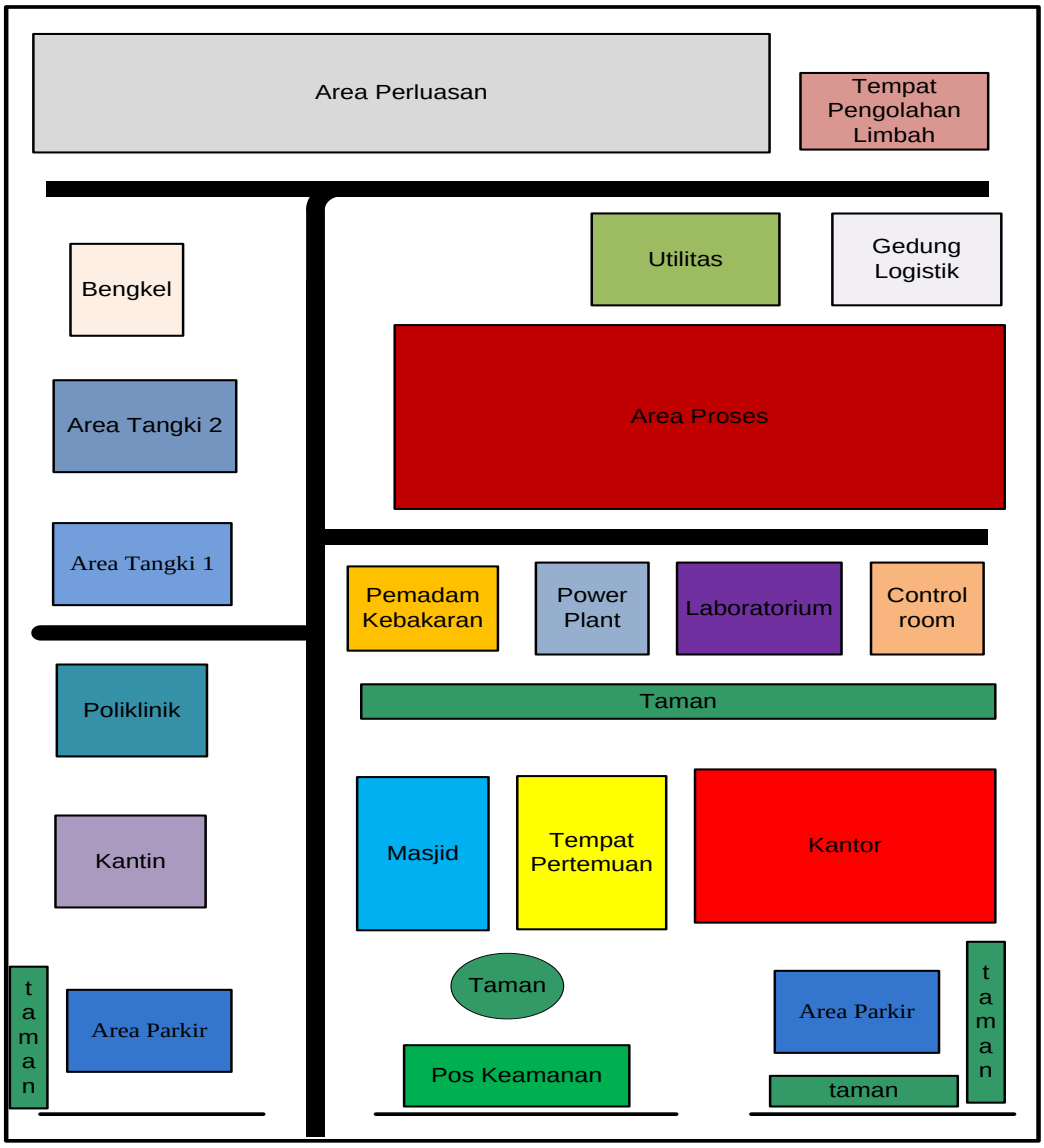
Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti berikut:

a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi *material handling*
b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*
c. Mengurangi ongkos produksi
d. Meningkatkan keselamatan kerja
e. Mengurangi kerja seminimum mungkin
f. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik

Pabrik ini direncanakan menempati lahan seluas 158.625 m^2, dengan perincian ditunjukan pada Tabel 4.1 dan *lay-out* ditunjukkan pada Gambar 4.1.

Tabel 4.1 Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Jenis Bangunan	Ukuran, m × m	Luas (m^2)
1.	Taman	Tersebar	700
2.	Pos jaga 1	5 × 5	25
3.	Pos jaga 2	5 × 5	25
4.	Tempat parkir kendaraan ringan	25 × 15	375
5.	Tempat parkir kendaraan berat	25 × 20	500
6.	Perkantoran	25 × 40	1.000
7.	Kantin	10 × 10	100
8.	Aula	10 × 20	200
9.	Laboratorium	10 × 15	150
10.	Bengkel	25 × 10	250
11.	Gudang	15 × 20	300
12.	Masjid	20 × 30	600
13.	Ruang kontrol proses	30 × 10	300
14.	Ruang kontrol utilitas	20 × 10	200
15.	Poliklinik dan koperasi	15 × 10	150
16.	Pemadam kebakaran	25 × 10	250
17.	Area proses	200 × 300	60.000
18.	Area utilitas	200 × 400	80.000
19.	Area tangki penyimpan	25 × 20	500
20.	Area pengolahan limbah	100 × 30	3.000
21.	Area pengembangan	200 × 50	10.000
	Total Bangunan		158.625



Gambar 4.1 Tata letak pabrik

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

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

   Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

   Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

   Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

   Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

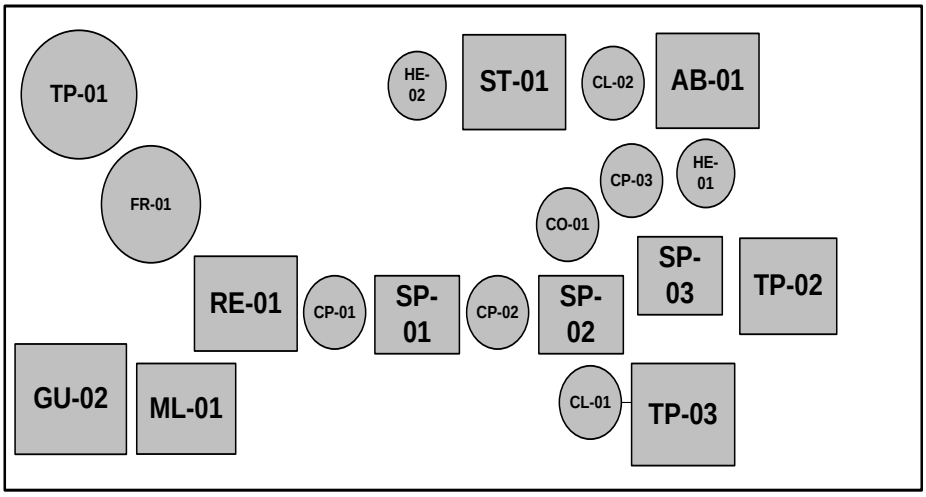
5. Pertimbangan ekonomi

   Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menggantungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

   Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

Tata letak alat proses pabrik karbon disulfida dari karbon monoksida dan sulfur disajikan pada Gambar 4.2.



Gambar 4.2 *Lay Out* Alat Proses

Keterangan gambar :

1. Tangki karbon monoksida TP-01
2. Tangki karbon sulfida TP-02
3. Tangki karbon disulfida TP-03
4. Gudang sulfur GU-02
5. Melter MT-01
6. Furnace FU-01
7. Reaktor RE-01
8. Absorber AB-01
9. Stripper ST-01
10. Separator SP-01
11. Separator SP-02
12. Separator SP-03
13. *Condensor parsial* CP-01
14. *Condensor parsial* CP-02
15. *Condensor parsial* CP-03
16. *Compressor* CO-01
17. *Compressor* CO-02
18. *Heat exchanger* HE-01
19. *Heat exchanger* HE-02
20. Cooler CL-01
21. *Cooler* CL-02

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Neraca massa total proses produksi disajikan pada Tabel 4.2

4.4.1.2 Neraca Massa Setiap Alat

Neraca massa masing-masing alat disajikan pada Tabel 4.3 sampai Tabel 4.9.

Tabel 4.2 Neraca massa total proses produksi karbon disulfida dalam kg/jam

Komponen	Nomor Arus								
	1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**
CO				15.551,1617	18.381,9878	2.830,8261		2.830,8261	
CO_2				498,7253	505.3400	6.614,7250		6.614,7250	
COS					168,2903	16.830,2493		16.830,2493	
CS_2					0,0490	10.552,6230		10.552,6230	10.447,0977
H_2O	179,5228	178,4579	105,5678			105,5678	104,5028	1,0650	1,0637
S_2	17.772,7593		21.007,9861			3.235,2299	3.235,2268	0,0031	0,0031
DEA									
Jumlah	17.952,2822	178,4579	21.113,5539	16.049,8870	19.055,6671	40.169,2211	3.339,7296	36.829,4915	10.448,1646

Komponen	Nomor Arus							
	10	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**	**16**	**17**
CO	2.830,8261		2.830,8261	2.830,8261				
CO_2	6.614,7250		6.614,7250	6,6147	6.767,5561		159,4459	6.608,1103
COS	16.830,2493	16.661,9590	168,2903	168,2903				
CS_2	105,5253	105,4763	0,0490	0,0490				
H_2O	0,0012	0,0012			36.831,9914	3.270,5459	36.831,9914	3.270,5460
S_2								
DEA					15.785,1392		15.785,1392	
Jumlah	26.381,3269	16.767,4365	9.613,8904	3.005,7801	59.384,6868	3.270,5459	52.776,5765	9.878,6563

Tabel 4.3 Neraca massa di MT-01 dalam kg/jam

Komponen	Arus Masuk		Arus Keluar	
	1	7	2	3
CO				
CO_2				
COS				
CS_2				
H_2O	179,5228	104,5028	178,4579	105,5678
S_2	17.772,7593	3.235,2268		21.007,9861
DEA				
	17.952,2822	3.339,7296	178,4579	21.113,5539
Total	21.292,0118		21.292,0118	

Tabel 4.4 Neraca massa di RE-01 dalam kg/jam

Komponen	Arus Masuk		Arus Keluar
	3	5	6
CO		18.381,9878	2.830,8261
CO_2		505.3400	6.614,7250
COS		168,2903	16.830,2493
CS_2		0,0490	10.552,6230
H_2O	105,5678		105,5678
S_2	21.007,9861		3.235,2299
DEA			
	21.113,5539	19.055,6671	40.169,2211
Total	40.169,2211		40.169,2211

Tabel 4.5 Neraca massa di SE-01 dalam kg/jam

Komponen	Arus Masuk	Arus Keluar	
	6	7	8
CO	1.539,4187		1.539,4187
CO_2	3.597,1231		3.597,1231
COS	9.152,4220		9.152,4220
CS_2	5.738,5803		5.738,5803
H_2O	57,4083	56,8408	0,5675
S_2	1.759,3356	1.759,3340	0,0016
DEA			
	21.844,2880	1.816,1748	20.028,1132
Total	21.844,2880	21.844,2880	

Tabel 4.6 Neraca massa di SE-02 dalam kg/jam

Komponen	Arus Masuk	Arus Keluar	
	8	9	10
CO	1.539,4187		1.539,4187
CO_2	3.597,1231		3.597,1231
COS	9.152,4220		9.152,4220
CS_2	5.738,5803	5.681,2505	57,3298
H_2O	0,5675	0,5661	0,0014
S_2	0,0016	0,0016	
DEA			
	20.028,1132	5.681,8182	14.346,2950
Total	20.028,1132	20.028,1132	

Tabel 4.7 Neraca massa di SE-03 dalam kg/jam

Komponen	Arus Masuk	Arus Keluar	
	10	11	12
CO	1.539,4187		1.539,4187
CO_2	3.597,1231		3.597,1231
COS	9.152,4220	9.060,8641	91,5580
CS_2	57,3298	57,2968	0,0330
H_2O	0,0014	0,0014	
S_2			
DEA			
	14.346,2950	9.118,1622	5.228,1328
Total	14.346,2950	14.346,2950	

Tabel 4.8 Neraca massa di AB-01 dalam kg/jam

Komponen	Arus Masuk		Arus Keluar	
	12	16	13	14
CO	1.539,4187		1.539,4187	
CO_2	3.597,1231	173,4150	3,5971	3.766,9410
COS	91,5580		91,5580	
CS_2	0,0330		0,0330	
H_2O		903,5835		903,5835
S_2				
DEA		17.168,0873		17.168,0873
	5.228,1328	18.245,0858	1.634,6068	21.838,6118
Total	23.473,2186		23.473,2186	

Tabel 4.9 Neraca massa di ST-01 dalam kg/jam

Komponen	**Arus Masuk**		**Arus Keluar**	
	14	**15**	**16**	**17**
CO				
CO_2	3.766,9410		173,4150	3.593,5259
COS				
CS_2				
H_2O	903,5835	3.270,5459	903,5835	3.270,5460
S_2				
DEA	17.168,0873		17.168,0873	
	21.838,6118	3.270,5459	18.245,0858	6.864,0719
Total	25.109,1577		25.109,1577	

4.4.2 Neraca Panas

Neraca panas masing-masing alat disajikan pada Tabel 4.10 sampai Tabel 4.23.

Tabel 4.10 Neraca panas di MT-01 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Panas yang dibawa umpan	43.368,6170	797.507,6250	Panas keluar
Beban panas *melter*	1.328.768.1250	491.243,0630	Panas peleburan
		83.386,0550	Panas penguapan H_2O
Jumlah	1.372.136,7430	1.372.136,7430	**Jumlah**

Tabel 4.11 Neraca panas di FR-01 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Panas sensibel CO	274.549,3130	1.785.915,3330	Panas sensibel CO
Panas sensibel sulfur	5.904,3330	736.586,0630	Panas sensibel sulfur
Beban panas *furnace*	2.242.047,7500		
Jumlah	2.522.501,3960	2.522.501,3960	**Jumlah**

Tabel 4.12 Neraca panas di RE-01 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Entalpi umpan masuk reaktor	3.257.757	2.762.470	Entalpi hasil reaksi
Panas reaksi	13.234.935	12.560.925	Panas dibawa pendingin
		1.169.297	Panas hilang
Jumlah	16.492.692	16.492.692	**Jumlah**

Tabel 4.13 Neraca panas di CP-01 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Entalpi *condensing*	526.084,8750	1.371.542,2500	Entalpi *desuperheating*
Panas sensibel	845.457,3750	1.470.455,0000	Panas sensibel
Beban panas kondensor parsial	2.698.464,5000	1.228.009,5000	Panas pengembunan
Jumlah	4.070.006,7500	4.070.006,7500	**Jumlah**

Tabel 4.14 Neraca panas di CL-01 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Entalpi umpan	1.276.482,5000	839.799,5630	Entalpi arus keluar
		436.682,9370	Beban panas *cooler*
Jumlah	1.276.482,5000	1.276.482,5000	**Jumlah**

Tabel 4.15 Neraca panas di CP-02 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Entalpi *condensing*	280.086,6250	293.969,0000	Entalpi *desuperheating*
Panas sensibel	13.882,3750	149.911,9375	Panas sensibel
Beban panas kondensor parsial	641.773,0000	491.861,0625	Panas pengembunan
Jumlah	935.742,0000	935.742,0000	**Jumlah**

Tabel 4.16 Neraca panas di CL-02 dalam kkal/jam

Masuk		Keluar	
Entalpi umpan	67.381,8980	33.064,3980	Entalpi arus keluar
		34.317,5000	Beban panas *cooler*
Jumlah	67.381,8980	67.381,8980	**Jumlah**

Tabel 4.17 Neraca panas di CP-03 dalam kkal/jam

Masuk		Keluar	
Entalpi *condensing*	65.567,6330	74.803,4780	Entalpi *desuperheating*
Panas sensibel	9.235,8440	288.961,4990	Panas sensibel
Beban panas kondensor parsial	960.230,3750	671.268,8750	Panas pengembunan
Jumlah	1.035.033,8520	1.035.033,8520	**Jumlah**

Tabel 4.18 Neraca panas di CL-03 dalam kkal/jam

Masuk		Keluar	
Entalpi umpan	38.373,4610	25.548,4220	Entalpi arus keluar
		12.825,0390	Beban panas *cooler*
Jumlah	38.373,4610	38.373,4610	**Jumlah**

Tabel 4.19 Neraca panas di HE-01 dalam kkal/jam

Masuk		Keluar	
Entalpi umpan	-20.319,4630	6.268,1880	Entalpi arus keluar
Beban panas *heater*	26.587,6510		
Jumlah	6.268,1880	6.268,1880	**Jumlah**

Tabel 4.20 Neraca panas di AB-01 dalam kkal/jam

Masuk		Keluar	
Panas dibawa umpan gas	47.425,1090	36.455,4450	Panas dibawa gas keluar
Panas dibawa umpan pelarut	81.917,8280	92.887,4920	Panas dibawa pelarut keluar

Jumlah	129.342,9370	129.342,9370	**Jumlah**

Tabel 4.21 Neraca panas di HE-02 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Entalpi umpan	105.051,4922	370.715,7188	Entalpi arus keluar
Beban panas *heater*	265.664,2266		
Jumlah	370.715,7188	370.715,7188	**Jumlah**

Tabel 4.22 Neraca panas di ST-01 dalam kkal/jam

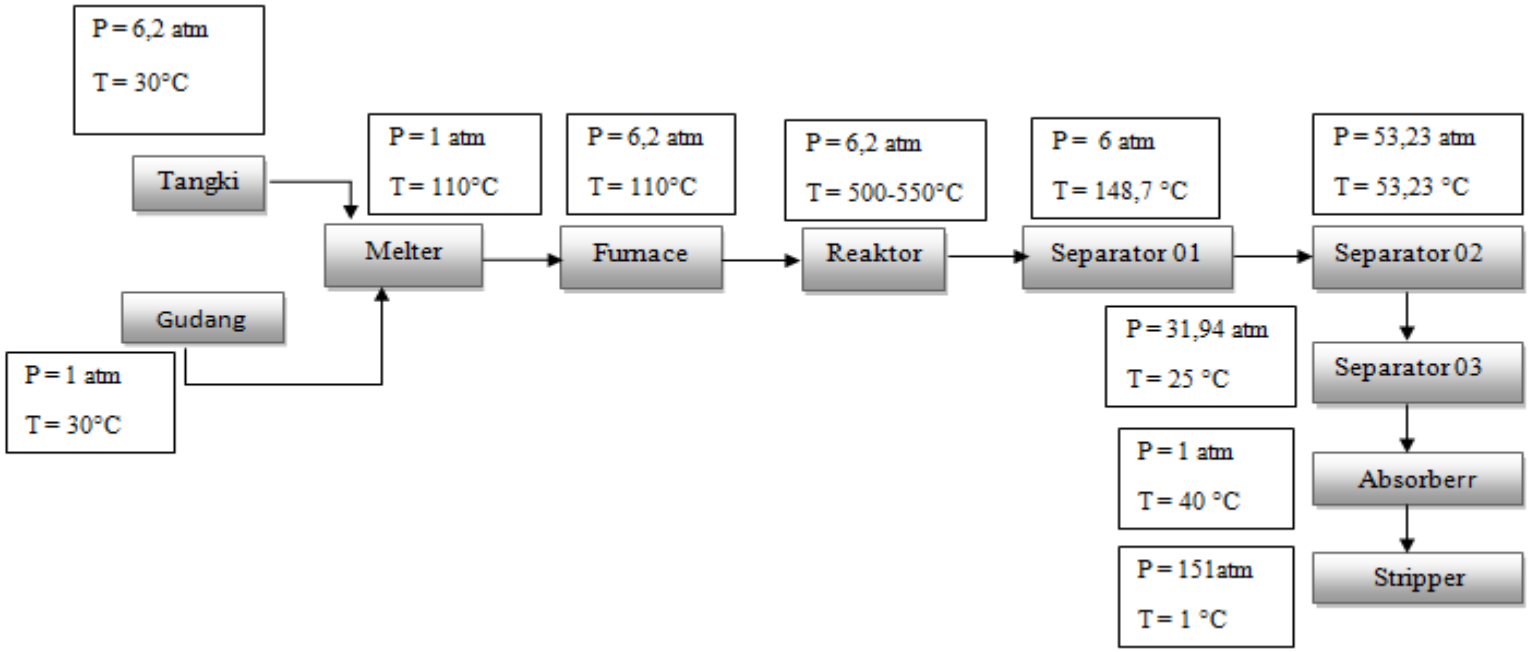
Masuk		**Keluar**	
Entalpi umpan *stripper* pada suhu 80 °C	313.130,7190	432.706,8380	Entalpi hasil bawah fase cair pada suhu 90 °C
Entalpi steam sebagai *stripping agent* pada suhu 160 °C	441.031,9690	321.455,8500	Entalpi hasil atas fase uap pada suhu 132,23 °C
Jumlah	754.162,6880	754.162,2500	**Jumlah**

Tabel 4.23 Neraca panas di CL-04 dalam kkal/jam

Masuk		**Keluar**	
Entalpi umpan	306.690,5310	67.297,7810	Entalpi arus keluar
		239.392,7500	Beban panas *cooler*
Jumlah	306.690,5310	306.690,5310	**Jumlah**

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif

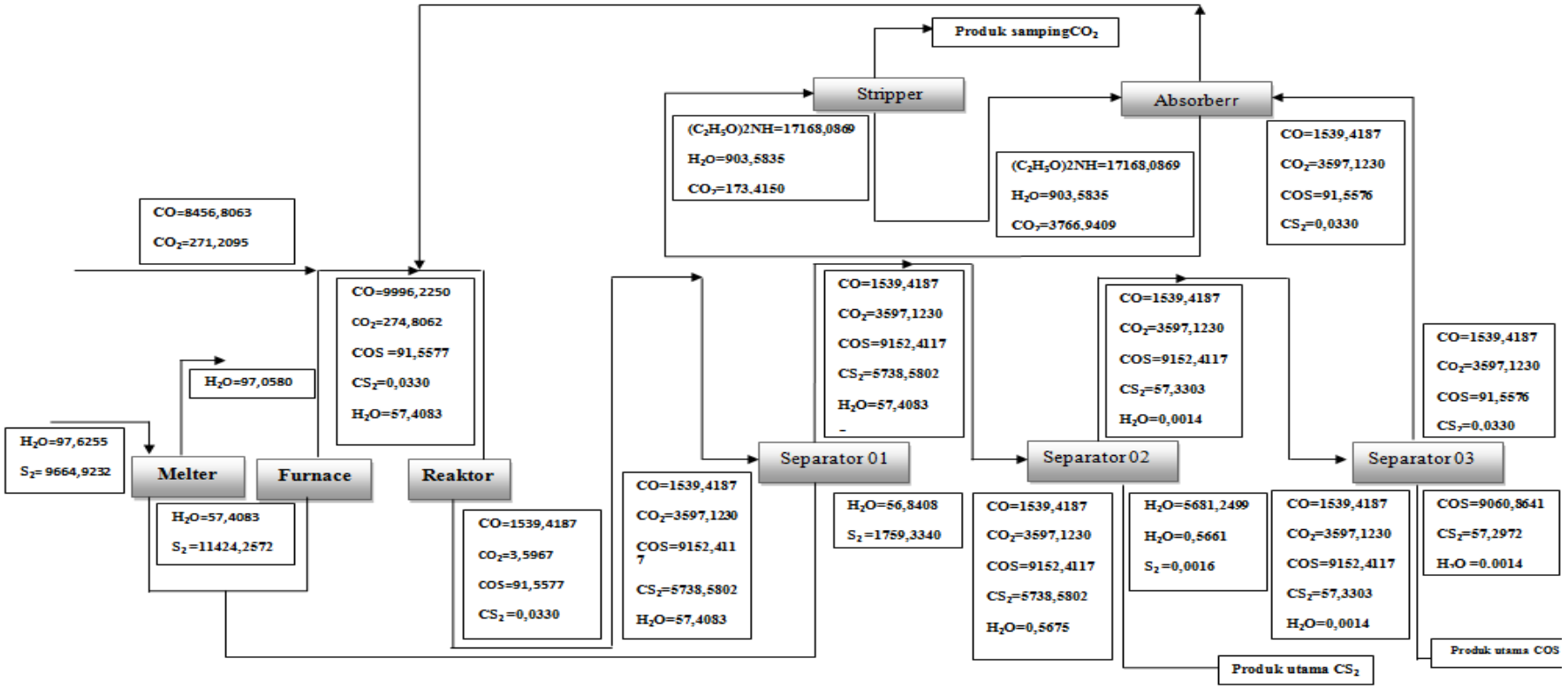
Diagram alir kualitatif disajikan pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif disajikan pada Gambar 4.4.



Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*water treatment system*)
2. Unit pembangkit *steam* (st*eam generation system*)
3. Unit pembangkit listrik (*power plant system*)
4. Unit penyedia udara instrumen (*instrument air system*)
5. Unit penyediaan bahan bakar

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

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik karbon disulfida ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Brantas. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

- Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

-Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.

-Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.

-Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.

-Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.

-Tidak terdekomposisi.

- Air umpan *boiler* (*boiler feed water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut:

-Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2, H_2S dan NH_3. O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

-Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

-Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

- Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid, dan lain-lain. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

➢ Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : Di bawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

➢ Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi

syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan*, maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

1. $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na_2CO_3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), koagulan *acid* sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier* turbidity-nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. *Cation exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Reaksi:

$$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO_3^-$$

$$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$$

$$Na_2SO_4 \text{ (resin)} \longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$$

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

Reaksi:

$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4$

b. *Anion exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-}, Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:

$CO_3^- \longrightarrow CO_3$

$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$

Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:

$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$

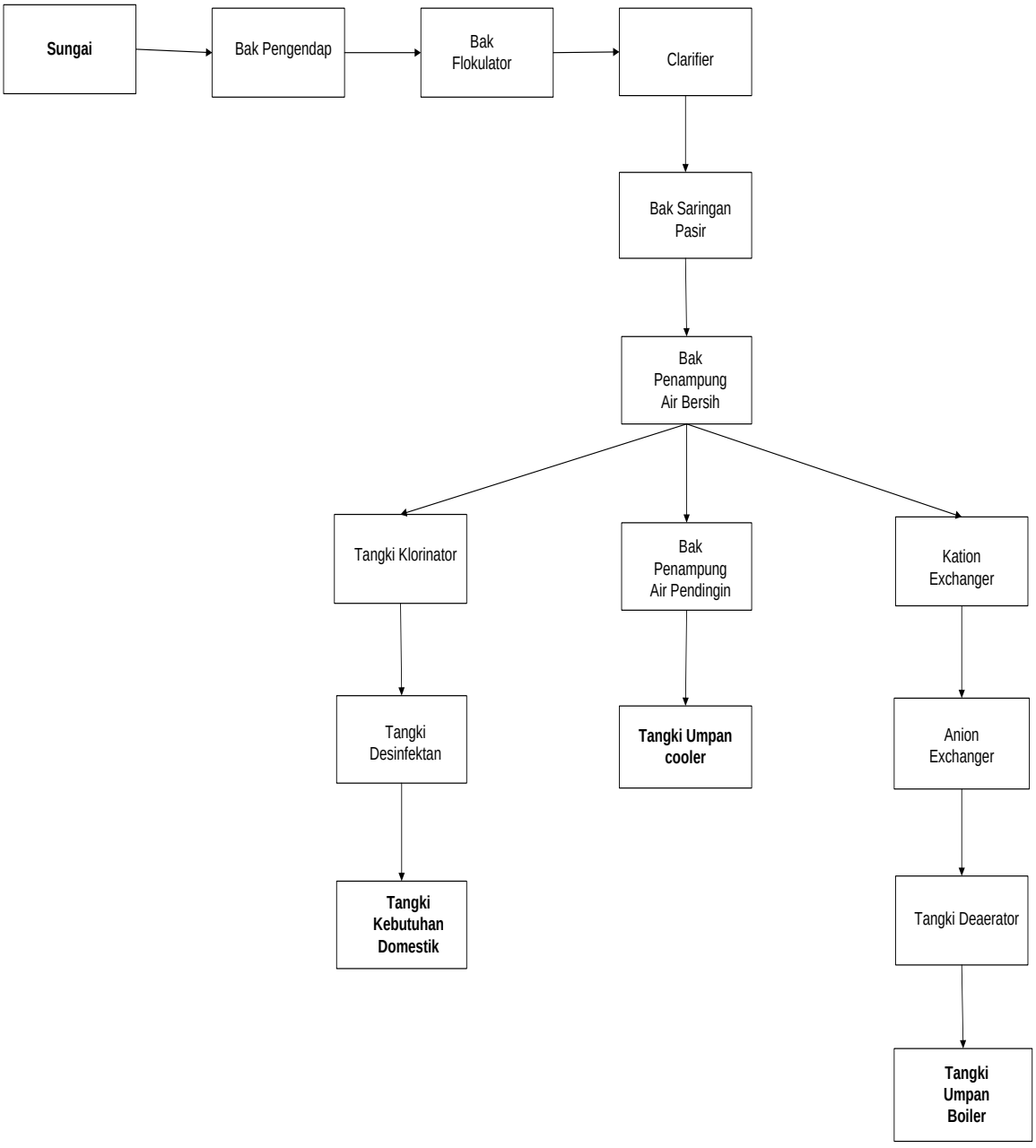
c. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:

$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$

Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).



Gambar 4.5 Diagram alir utilitas

4.5.1.3 Perhitungan Kebutuhan Air

4.5.1.3.1 Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.24, 4.25, dan 4.26 masing-masing menyajikan data kebutuhan air pendingin, kebutuhan air pembangkit steam, dan kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga serta kebutuhan lain.

Tabel 4.24 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Jumlah (Kg/Jam)
CP-02	32.088,6500
CP-03	48.011,5200
CL-01	1.715,8750
CL-02	1.282,5040
Total	81.382,674

Air pendingin 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20%, sehingga *make up* air pendingin = 20% x 81.382,674 kg/jam

= 16.276,5348 kg/jam.

4.5.1.3.2 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 4.25 Kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama Alat	Jumlah (Kg/Jam)
MT-01	6131,2700
HE-01	54,5590
HE-02	545,1560
Total	6.730,9850

Air pembangkit *steam* 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up*

yang diperlukan 20%, sehingga *make up steam* = 20% x 6.730,9850 kg/jam

= 1.346,1970 kg/jam.

Kebutuhan air pembangkit *steam* secara kontinyu : 1.346,1970 kg/jam.

4.5.1.3.3 Kebutuhan Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Pabrik

Dianggap 1 orang membutuhkan = 180 lt/jam air.

Jumlah karyawan + keluarga = 180 orang.

Tabel 4.26 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

Penggunaan	**Kebutuhan (Kg/Jam)**
Kebutuhan air karyawan	1.350
Laboratorium	16,6667
Poliklinik	14,5833
Keperluan kantin, mushola, kebun	708,3333
Air rumah tangga	3.033,3000
Total	5.120,8000

Kebutuhan air total secara kontinyu

= (16.276,5348 + 6.730,9900 + 20.360 + 5.120,8000) kg/jam

= 127.279,8400 kg/jam

Diambil angka keamanan 10%

= 1,1 x 127.279,8400 = 140.007,8240 kg/jam

4.5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kebutuhan *steam* : 5.214 kg/jam

Tekanan : 138,18 Psi

Jenis : *Water tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Ketel uap jenis *water tube boiler* dengan bahan bakar *fuel oil*

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh PLN dan generator diesel sebagai candangan listrik apabila PLN mengalami gangguan.

Tabel 4.27. Kebutuhan listrik pabrik

No	Penggunaan	Kebutuhan (kwatt)
1	Alat proses	898,5000
2	Alat utilitas	73,5000
3	Alat control	466,5600
4	Penerangan	583,2000
5	Perumahan	114,4000
Total		1.667,5900

Sumber listrik cadangan yang dibutuhkan adalah :

- Jenis : Generator diesel
- Kapasitas : 1.100 kwatt
- Jumlah : 1 buah

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 tenaga listrik dari PLN Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga dari diesel.

4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (*industrial diesel oil*) yang diperoleh dari PT. Pertamina Cikampek. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada *boiler* adalah *medium furnace oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina Cikampek.

4.5.5 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa utilitas (PU-01)
   - Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju bak pengendap awal (BU-01)
   - Jenis : Pompa sentrifugal
   - Jumlah : 2 buah
   - *Head* : 27,7700 m
   - Daya : 3,000 Hp
   - ID pipa : 1,6100 in
   - Harga : US$ 8.900,00
2. Bak Pengendap Awal (BU-01)
   - Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi
   - Jenis : Bak pengendap berbentuk empat persegi panjang

- Volume : 232,5850 m^3
- Dimensi : p = 14 m , l = 7 m , t = 3 m
- Harga : US$ 9.750,22

3. Pompa utilitas (PU-02)
   - Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampungan awal (BU-02) menuju tangki flokulasi (TF-01)
   - Jenis : Pompa sentrifugal
   - Jumlah : 2 buah
   - *Head* : 81,4400 m
   - Daya : 7,5000 Hp
   - ID Pipa : 1,6100 in
   - Harga : US$ 8.900,31
4. Bak penampung awal (BU-02)
   - Fungsi : Menampung air yang berasal dari bak pengendap awal (BU-01) sekaligus mengendapkan kotoran lembut secara gravitasi
   - Jenis : Bak pengendap berbentuk empat persegi panjang
   - Volume : 232,5850 m^3
   - Dimensi : p = 14 m , l = 7 m , t = 3 m
   - Harga : US$ 9.750,00
5. Pompa utilitas (PU-03)
   - Fungsi : Mengalirkan air dari tangki flokulator (TF-01) menuju Clarifier (CR-01)

- Jenis : Pompa *centrifugal*
- Jumlah : 2 buah
- *Head* : 14,2300 m
- Daya : 1,0000 Hp
- ID pipa : 1,6100 in
- Harga : US$ 8.900,00

6. Tangki Flokulator (TF-01)
   - Fungsi : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan ke dalam *clarifier* (CR-01)
   - Jenis : Tangki silinder vertikal
   - Volume : 1,6120 m^3
   - Dimensi : D = 1,1 m , H = 2,1 m
   - Harga : US$ 14.300,00
7. Clarifier (CR-01)
   - Fungsi : Mengumpulkan dan mengendapkan kotoran yang yang bersifat koloid yang berasal dari bak penampung awal (BU-02)
   - Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang
   - Volume : 116,2930 m^3
   - Dimensi : D = 7 m , L = 3 m , H = 2 m
   - Harga : US$ 26.000,00

8. Tangki tawas (TU-01)

- Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan tawas yang akan diumpankan ke dalam *clarifier* (CR-01)
- Jenis : Tangki silinder vertikal
- Volume : 11,3610 m^3
- Dimensi : D = 2,6 m , H = 2,6 m
- Harga : US$ 13.500,00

9. Tangki air kapur (TU-02)

- Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan kapur yang akan diumpankan ke dalam *clarifier* (CR-01)
- Jenis : Tangki silinder vertikal
- Volume : 19,5820 m^3
- Dimensi : D = 3,1050 m , H = 3,1050 m
- Harga : US$ 17.700,00

10. Tangki Poly elektrolit (TU-03)

- Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan poly elektrolit sebagai umpan *clarifier* (CR-01)
- Jenis : Tangki silinder vertikal
- Volume : 0,1980 m^3
- Dimensi : D = 0,7 m , H = 0,7 m
- Harga : US$ 16.600,00

11. Saringan pasir (SP-01)

- Fungsi : Menyaring kotoran – kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air
- Jenis : Bak empat persegi panjang
- Volume : 1,9830 m^3
- Dimensi : D = 0,6940 m , L = 5,1330 m
- Harga : US$ 14.000,00

12. Bak penampung air bersih (BU-03)

- Fungsi : Menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SP-01)
- Jenis : Bak pengendap berbentuk empat persegi panjang
- Volume : 116,2930 m^3
- Dimensi : p = 9,6450 m, l = 4,8230 m , t = 3 m
- Harga : US$ 12.500,00

13. Pompa utilitas (PU-04)

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih (BU-03) menuju poses demineralisasi dan kebutuhan kantor dan rumah tangga
- Jenis : Pompa *centrifugal*
- Jumlah : 2 buah
- *Head* : 13,3500 m
- Daya : 1,0000 Hp
- ID pipa : 1,610 in

- Harga : US$ 8.900,00

14. Tangki air rumah tangga dan kantor (TU-04)
    - Fungsi : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih (BU-03)
    - Jenis : Tangki silinder tegak
    - Volume : 132,2160 m^3
    - Dimensi : D = 5,8680 m , H = 5,8680 m
    - Harga : US$ 13.100,00
15. Pompa utilitas (PU-05)
    - Fungsi : Mengalirkan air dari bak *cooling tower* (CT-01) menuju sistem pendingin
    - Jenis : Pompa sentrifugal
    - Jumlah : 2 buah
    - *Head* : 23,9100 m
    - Daya : 20,0000 Hp
    - ID pipa : 4,0260 in
    - Harga : US$ 14.600,00
16. Pompa (PU-06)
    - Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju *cooling tower* (CT-01)
    - Jenis : Pompa *centrifugal*
    - Jumlah : 2 buah
    - *Head* : 23,9100 m

- Daya : 20,0000 Hp
- ID pipa : 4,0260 in
- Harga : US$ 14.600,00

17. *Kation exchanger* (KE-01)
    - Fungsi : Mengikat ion – ion positif yang ada dalam air
    - Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir resin penukar ion
    - Volume : 3,6750 ft^3
    - Dimensi : D = 0,3400 , H = 1,1340 m
    - Harga : US$ 11.500,00
18. Pompa utilitas (PU-07)
    - Fungsi : Mengalirkan air dari *kation exchanger* (KE-01) menuju *anion exchanger* (AE-01)
    - Jenis : Pompa sentrifugal
    - Jumlah : 2 buah
    - *Head* : 5,4400 m
    - Daya : 0,5000 Hp
    - ID pipa : 0,6220 in
    - Harga : US$ 6.300,00
19. *Anion exchanger* (AE-01)
    - Fungsi : Mengikat ion – ion negatif yang ada dalam air lunak
    - Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir

resin penukar ion

- Volume : 3,6750 ft^3
- Dimensi : D = 0,3420 m , H = 2,1340 m
- Harga : US$ 11.500,00

20. Pompa utilitas (PU-08)

- Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger (KE-01) menuju deaerator (DE-01)
- Jenis : Pompa sentrifugal
- Jumlah : 2 buah
- *Head* : 5,5000 m
- Daya : 0,5000 Hp
- ID pipa : 0,622 in
- Harga : US$ 6.300,00

21. Dearator (DE-01)

- Fungsi : Melepaskan gas - gas yang terlarut dalam air seperti O_2 , CO_2 dan lain – lain.
- Jenis : Silinder tegak yang berisi bahan isian
- Volume : 26,9910 ft^3
- Dimensi : D = 0,5130 m , H = 3,7040 m
- Harga : US$ 33.300,00

22. Pompa utilitas (PU-09)

- Fungsi : Mengalirkan air dari daerator (DE-01) menuju boiler (BL-06)

- Jenis : Pompa sentrifugal
- Jumlah : 2 unit
- *Head* : 230,2000 m
- Daya : 15,0000 Hp
- ID pipa : 1,0490 in Daya
- Harga : US$ 6.900,00

23. Tangki air umpan boiler (TU-07)

- Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler
- Jenis : Tangki silinder vertikal
- Volume : 80,6110 m^3/dt
- Dimensi : D = 5,0000 m , H = 5,0000 m
- Harga : US$ 16.100,00

24. Boiler (BL-01)

- Fungsi : Membangkitkan *steam* jenuh
- Jenis : *Water tube boiler*
- Jumlah : 1 unit
- Kebutuhan bahan bakar : 315,4500 lt/jam
- Kebutuhan udara : 5.214 kg/jam
- Harga : US$ 106.500,66

25. Tangki bahan bakar (TU-08)

- Fungsi : Menyimpan bahan bakar
- Jenis : Tangki silinder vertikal

- Jumlah : 1 unit
- Volume : 113,5600 m^3
- Diameter : 5,5770 m
- Tinggi : 5,5770 m
- Harga : US$ 56.900,00

26. Cooling Tower (CT-01)

- Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasikan kembali
- Jenis : Deck tower
- Luas area cooling tower : 172,3720 ft^2
- Harga : US$ 103.500,00

4.5.6 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk, sedang peran yang lain adalah sebagai pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair.

Tugas laboratorium antara lain:

1. Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan.
2. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan.
3. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.
4. Memeriksa polusi udara maupun limbah cair.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

1. Kelompok Non Shift

   Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

   a. Menyiapkan reagen untuk analisa laboratorium unit.
   b. Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
   c. Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

2. Kelompok Shift

   Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

4.6 Bentuk dan Organisasi Perusahaan

Pabrik karbon disulfida yang akan didirikan direncanakan mempunyai:

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lapangan usaha : Industri Karbon Disulfida
3. Lokasi perusahaan : Gresik, Jawa Timur.

Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham

hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Perusahaan-perusahaan skala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum

   Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaaan.

b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham)

   Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruh olehnya.

c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang komplek.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
5. Lapangan usaha lebih luas.
6. Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.6.1 Struktur Organisasi

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. Dengan adanya struktur organisasi maka diketahui wewenang dan tanggung jawab masing masing personil atas jabatan yang disandangnya, sehingga dapat bekerja sesuai dengan tugas dan wewenangnya.

Struktur organisasi dari suatu perusahan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

a. Direktur utama
b. Direktur
c. Kepala bagian
d. Kepala seksi
e. Karyawan dan operator

Suatu sistem organisasi yang terbaik perlu memperhatikan beberapa azas yang dijadikan pedoman antara lain:

a. Perumusan tujuan perusahaan yang jelas
b. Pendelegasian wewenang
c. Pembagian tugas kerja yang jelas
d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
f. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Struktur organisasi yang baik yaitu: sistem lini dan staf, yang mana diapat diperoleh jika berpedoman terhadap azas-azas tersebut. Sistem ini memiliki garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi

fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawasan demi tercapai tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi staf ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

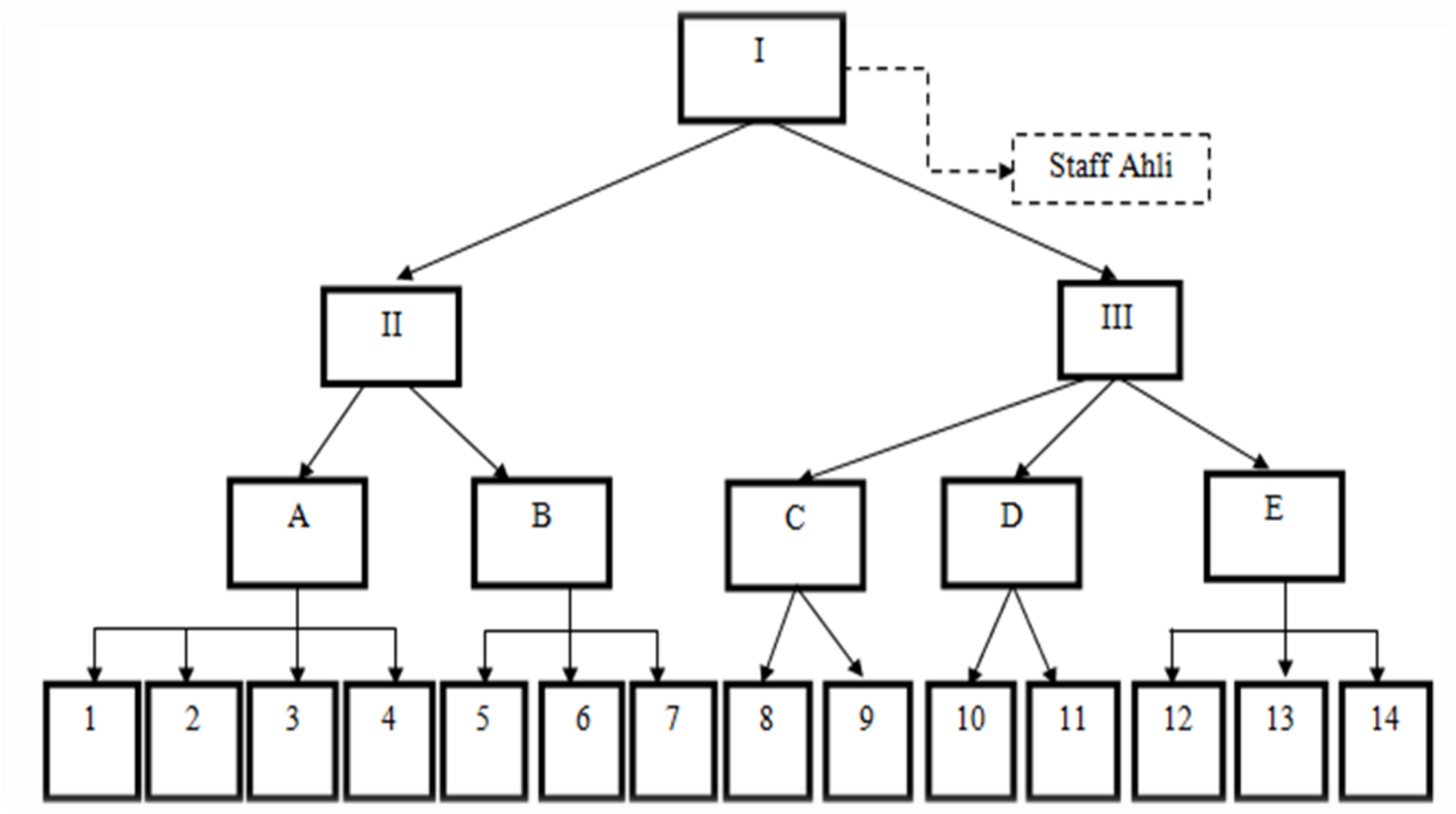
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang direktur yang dibantu oleh kepala bidang produksi serta kepala bidang keuangan dan umum. Kepala bidang membawahi beberapa kepala seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala bidang produksi membawahi seksi operasi dan seksi teknik. Sedangkan kepala bidang keuangan dan umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi seksi umum, Seksi pemasaran, dan seksi keuangan & administrasi. Masing-masing kepala seksi akan membawahi koordinator unit atau langsung membawahi karyawan.

Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Perusahaan akan memperoleh keuntungan dengan adanya struktur organisasi, anatara lain:

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah.
- Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Struktur organisasi pabrik karbon disulfida dari bahan baku karbon monoksida dan sulfur dengan kapasitas 45.000 ton/tahun disajikan pada Gambar 4.6.



Gambar 4.6 Struktur organisasi

Keterangan:

I. Direktur Utama
II. Direktur Teknik dan Produksi
III. Direktur Keuangan dan Umum

A. Kepala Bagian Teknik
B. Kepala Bagian Produksi
C. Kepala Bagian Pemasaran
D. Kepala Bagian Keuangan
E. Kepala Bagian Umum

1. Kepala Seksi Pemeliharaan
2. Kepala Seksi Utilitas
3. Kepala Seksi Penelitian
4. Kepala Seksi Pengembangan
5. Kepala Seksi Proses
6. Kepala Seksi Pengendalian
7. Kepala Seksi Laboratorium
8. Kepala Seksi Pembelian
9. Kepala Seksi Pemasaran
10. Kepala Seksi Administrasi
11. Kepala Seksi Kas
12. Kepala Seksi Personalia
13. Kepala Seksi Humas
14. Kepala Seksi Keamanan

4.6.2 Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

Uraian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dari setiap fungsionaris pada Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Karbon Disulfida adalah sebagai berikut:

4.6.2.1 Direktur Utama

Fungsi dari direktur utama adalah merencanakan, mengendalikan, dan mengkoordinasikan pelaksanaan kegiatan direksi dalam pengelolaan perusahaan baik yang bersifat strategis, agar misi perusahaan dapat diemban

dengan baik dan tujuan perusahaan dapat dicapai sesuai dengan ketentuan dalam anggaran dasar.

Direktur utama mempunyai tugas dan tanggung jawab sebagai berikut:

1. Jangka pendek dan panjang.
2. Memberikan laporan pertanggungjawaban kepada rapat umum pemegang saham.
3. Bertanggung jawab penuh atas tugasnya untuk kepentingan perseroan dalam mencapai maksud dan tujuannya.

Wewenang :

1. Mengawasi serta mengurus kekayaan perusahaan.
2. Menunjuk, mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Menandatangani permintaan pengeluaran kas yang jumlahnya besar dan sifatnya penting.
4. Menetapkan pencapaian tujuan untuk jangka panjang.
5. Mengambil keputusan dan strategi dalam perusahaan.

4.6.2.2 Direktur Teknik dan Produksi

Fungsi dari direktur teknik dan produksi adalah merencanakan, merumuskan pengembangan, penerapan teknologi, dan mengendalikan kebijakan umum operasi dan teknik yang selanjutnya menjadi acuan dalam penyusunan strategi produksi.

Direktur teknik dan produksi mempunyai tugas dan tanggung jawab sebagai berikut:

1. Merumuskan sasaran, kebijakan dan strategi operasi dan teknik untuk pengembangan dan rencana kerja perusahaan tahunan, mengendalikan kebijakan umum dibidang penelitian, pengembangan, dan penerapan teknologi, mencakup :
   a. Kemampuan produksi untuk memenuhi permintaan pasar.
   b. Fasilitas peralatan dan permesinan yang efektif dan efisien.
   c. Pengelolaan sistem pengendalian persediaan yang efektif dan efisien.
   d. Pengelolaan biaya operasi.
   e. Peramalan teknologi yang efektif yang akan diterapkan.
   f. Peningkatan kemampuan pengembangan produk yang sudah ada.
   g. Peningkatan kemampuan pengembangan produk baru dengan orientasi pasar.
2. Membina divisi yang memiliki produk pemasaran dan kemampuan teknologi.
3. Mengawasi kegiatan operasional Divisi dibawah tanggung jawab.
4. Menilai hasil kerja setiap unit serta menerapkan tindak lanjut pembinaan yang diperlukan untuk memecahkan masalah-masalah yang dihadapinya.

4.6.2.3 Direktur Keuangan dan Umum

Bertanggung jawab untuk mengarahkan penanggulangan berbagai jenis risiko finansial *(financial risk management)* yang dihadapi perusahaan, melakukan koordinasi aktifitas di Direktorat Keuangan, mengkoordinasi aktifitas sinergi untuk mencapai hasil bisnis yang optimal dari pelaksanaan seluruh usaha perusahaan.

Tugas utama:

1. Mengkoordinir perumusan strategi jangka panjang sebagai dasar perumusan Rencana Kerja dan Anggaran Perusahaan (RKAP) dengan bekerja sama denganDireksi lainnya.
2. Memberlakukan langkah-langkah yang dapat mengurangi dan menanggulangi berbagai jenis risiko finansial yang dapat dihadapi oleh perusahaan dengan berkoordinasi dengan Direksi lainnya.
3. Memastikan agar seluruh unit usaha dan wilayah kerja perusahaan mematuhi *policy* dan *standard operating procedure* (SOP) keuangan yang berlaku untuk masing-masing fungsi sesuai dengan rencana yang telah disetujui *(business units oversight).*
4. Membangun sinergi dan berusaha mencapai hasil bisnis yang optimal dari pelaksanaan seluruh usaha perusahaan.
5. Memastikan ketersediaan dana operasional yang dibutuhkan oleh perusahaan untuk kegiatan operasional sehari-hari, dengan melakukan koordinasi erat dengan para pimpinan unit usaha.
6. Memastikan konsolidasi keuangan yang akurat dan tepat waktu untuk keperluan pelaporan kepada direksi dan komisaris perusahaan.

4.6.2.4 Staf Ahli

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggung jawab kepada direktur Utama sesuai dengan bidang dan keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staf ahli antara lain:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang produksi

4.6.2.5 Kepala Bagian

Tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai *staff* direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi:

- Seksi Proses

  Tugasnya adalah mengawasi jalannya proses dan produksi serta melakukan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

- Seksi Pengendalian

  Tugasnya adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

  Tugasnya adalah mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk, mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan membuat laporan berkala pada kepala bagian produksi.

2. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas, serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

- Seksi Pemeliharaan

  Tugasnya adalah melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

- Seksi Utilitas

  Tugasnya adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan listrik.

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran atau Penjualan

4. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi:

- Seksi Administrasi
- Seksi Kas

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Umum membawahi:

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

7. Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Kepala Seksi Proses membawahi:

- Seksi Proses

  Tugas Seksi Proses adalah mengawasi jalannya proses dan produksi, serta menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

8. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas kepala seksi pengendalian bertanggung jawab kepada kepala bagian produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Kepala Seksi Pengendalian membawahi :

-Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada, serta bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi perawatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi).

9. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Laboratorium bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

Kepala Seksi Laboratorium membawahi:

-Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium adalah mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk, mengawasi dan menganalisa mutu produksi, mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, serta membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

10. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi Pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan, inspeksi, dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada Seksi Operasi.

Kepala Seksi Pemeliharaan membawahi :

-Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan adalah merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

11. Kepala Seksi Utilitas

Tugas Kepala Seksi Utilitas adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Kepala Seksi Utilitas membawahi :

-Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja

12. Kepala Seksi Penelitian

Tugas Kepala Seksi Penelitian adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian R&D dalam hal mutu produk.

Kepala Seksi Penelitian membawahi :

-Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian adalah melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk.

13. Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian R&D dalam hal pengembangan produksi.

Kepala Seksi Pengembangan membawahi :

-Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan adalah mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat, mempertinggi efisiensi kerja, mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.

14. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Kepala Seksi Administrasi membawahi :

-Seksi Administrasi

Tugas Seksi Administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

15. Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Keuangan ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan atau anggaran.

Kepala Seksi Keuangan membawahi :

-Seksi Keuangan

Tugas Seksi Keuangan adalah menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

16. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Kepala Seksi Penjualan membawahi :

- Seksi Penjualan

Tugas Seksi Penjualan adalah merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

17. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Kepala Seksi Pembelian membawahi :

- Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan oleh perusahaan, mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

18. Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Kepala Seksi Personalia membawahi :

- Seksi Personalia

  Tugas Seksi Personalia adalah mengelola sumber daya manusia dan menejemen, membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

19. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal yang berhubungan dengan masyarakat.

Kepala Seksi Humas membawahi :

- Seksi Humas

  Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

20. Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Keamanan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Kepala Seksi Keamanan membawahi :

- Seksi Keamanan

  Tugas Seksi Keamanan adalah menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.6.3 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik karbon disulfida ini direncanakan beroperasi 330 hari pertahun dengan 24 jam operasi tiap harinya. Berdasarkan pengaturan kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

1. Karyawan *non-shift*, yaitu karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi maupun tidak langsung, misalnya: bagian produksi, bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain.

   Jam kerja karyawan *non-shift* ditetapkan 8 jam per hari dan 6 hari per minggu. Selebihnya dianggap lembur. Perincian jam kerja *non-shift* adalah sebagai berikut:

   Senin-Kamis

   - Pukul 08.00 – 12.00 WIB → Waktu kerja
   - Pukul 12.00 – 13.00 WIB → Waktu istirahat
   - Pukul 13.00 – 16.00 WIB → Waktu kerja

Jumat

- Pukul 07.30 – 11.30 WIB → Waktu kerja
- Pukul 11.30 – 14.00 WIB → Waktu istirahat
- Pukul 14.00 – 17.00 WIB → Waktu kerja

2. Karyawan *shift*, yaitu karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi yang memerlukan pengawasan secara terus-menerus selama 24 jam, misalnya: bagian utilitas dan keamanan. Perincian jam kerja *shift* adalah sebagai berikut:
   - *Shift* I : Pukul 07.00 – 15.00 WIB
   - *Shift* II : Pukul 15.00 – 23.00 WIB
   - *Shift* III : Pukul 23.00 – 07.00 WIB

   Jam kerja bergiliran berlaku bagi karyawan. Untuk memenuhi kebutuhan pabrik, setiap karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu dimana tiga regu kerja dan satu regu istirahat. Pada hari Minggu dan libur nasional, karyawan *shift* tetap bekerja dan libur 1 hari setelah tiga kali *shift*. Jadwal kerja karyawan *shift* dapat dilihat pada Tabel 4.28 dibawah ini:

Tabel 4.28 Jadwal kerja *shift*

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

3. Karyawan borongan

   Apabila diperlukan, maka perusahaan dapat menambah jumlah karyawan yang dikerjakan secara borongan selama kurun waktu tertentu yang ditentukan menurut kebijaksanaan perusahaan.

4.6.4 Jumlah dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan di pabrik karbon disulfida dibutuhkan susunan tenaga kerja seperti pada susunan struktur organisasi. Adapun jumlah tenaga kerja beserta tingkat pendidikan yang disyaratkan dapat dilihat pada Tabel 4.29 dibawah ini.

Tabel 4.29 Jumlah dan latar belakang pendidikan karyawan

No	Jabatan	Pendidikan	Jumlah
1	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Kimia	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	Magister Teknik Kimia	1
4	Staf Ahli	Magister Teknik Kimia	2
5	Kepala Bagian Umum	Sarjana Umum	1
6	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi	1
7	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi	1
8	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin	1
9	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia	1
10	Kepala Seksi Humas	Sarjana Ilmu Komunikasi	1
11	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Ilmu Komunikasi	1
12	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Umum	1
13	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi	1
14	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Ilmu Administrasi	1
15	Kepala Seksi Kas/anggaran	Sarjana Ekonomi	1
16	Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia	1
17	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Ilmu Kimia	1

18	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin	1
19	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia	1
	Lanjutan Tabel 4.29		
20	Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Kimia	1
21	Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Kimia	1
22	Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Teknik Kimia	1
23	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Marketing	1
24	Karyawan Personalia	Ahli Madya Umum	4
25	Karyawan Humas	Ahli Madya Umum	3
26	Karyawan Pembelian	Ahli Madya Ekonomi	4
27	Karyawan Pemasaran	Ahli Madya Ekonomi	4
28	Karyawan Administrasi	Ahli Madya Ekonomi	3
29	Karyawan Kas	Ahli Madya Ekonomi	3
30	Karyawan Proses	Sarjana Teknik Kimia	14
31	Karyawan Pengendalian	Sarjana Teknik Industri	5
32	Karyawan Laboratorium	Sarjana Ilmu Kimia	5
33	Karyawan Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin	3
34	Karyawan Utilitas	Sarjana Teknik Kimia/Elektro/Lingkungan	8
35	Karyawan Penelitian	Sarjana Kimia	3
36	Karyawan Pengembangan	Sarjana Kimia	3
37	Operator Proses	Ahli Madya Teknik Kimia	40
38	Operator Utilitas	Ahli Madya Teknik Kimia/Elektro/Lingkungan	20
39	Dokter	Dokter	2
40	Perawat	Sarjana Keperawatan	4
41	*Security*	Lulusan SMA/Sederajat	15
42	Sopir	Lulusan SMP/Sederajat	4
43	*Cleaning service*	Lulusan SMP/Sederajat	9
Total			180

4.6.5 Sistem Penggajian

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja. Perincian gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.30 berikut ini.

Tabel 4.30 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	35.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000	35.000.000
4	Staf Ahli	2	20.000.000	40.000.000
5	Kepala Bagian Umum	1	10.000.000	10.000.000
6	Kepala Bagian Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
7	Kepala Bagian Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	10.000.000	10.000.000
9	Kepala Bagian Produksi	1	10.000.000	10.000.000
10	Kepala Seksi Humas	1	7.500.000	7.500.000
11	Kepala Seksi Personalia	1	7.500.000	7.500.000
12	Kepala Seksi Keamanan	1	7.500.000	7.500.000
13	Kepala Seksi Pemasaran	1	7.500.000	7.500.000
14	Kepala Seksi Administrasi	1	7.500.000	7.500.000
15	Kepala Seksi Kas/anggaran	1	7.500.000	7.500.000
16	Kepala Seksi Proses	1	7.500.000	7.500.000
17	Kepala Seksi Laboratorium	1	7.500.000	7.500.000
18	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	7.500.000	7.500.000
19	Kepala Seksi Utilitas	1	7.500.000	7.500.000
20	Kepala Seksi Penelitian	1	7.500.000	7.500.000
21	Kepala Seksi Pengembangan	1	7.500.000	7.500.000
22	Kepala Seksi Pengendalian	1	7.500.000	7.500.000
23	Kepala Seksi Pembelian	1	7.500.000	7.500.000
24	Karyawan Personalia	4	3.000.000	12.000.000
25	Karyawan Humas	3	3.000.000	9.000.000
26	Karyawan Pembelian	4	3.000.000	12.000.000
27	Karyawan Pemasaran	4	3.000.000	12.000.000
28	Karyawan Administrasi	3	3.000.000	9.000.000
29	Karyawan Kas	3	3.000.000	9.000.000
30	Karyawan Proses	14	6.000.000	84.000.000
31	Karyawan Pengendalian	5	4.000.000	20.000.000

32	Karyawan Laboratorium	6	4.000.000	20.000.000
	Lanjutan Tabel 4.30			
33	Karyawan Pemeliharaan	3	4.000.000	12.000.000
34	Karyawan Utilitas	8	5.500.000	44.000.000
35	Karyawan Penelitian	3	5.500.000	16.500.000
36	Karyawan Pengembangan	3	5.500.000	16.500.000
37	Operator Proses	40	4.000.000	160.000.000
38	Operator Utilitas	20	4.000.000	80.000.000
39	Dokter	2	4.500.000	9.000.000
40	Perawat	4	3.000.000	12.000.000
41	*Security*	15	2.700.000	40.500.000
42	Sopir	4	2.300.000	9.200.000
43	*Cleaning Service*	9	2.000.000	18.000.000
Total				919.200.000

4.6.6 Kesejahteraan Karyawan

Untuk mencapai hasil kerja yang maksimal dari setiap karyawan, harus didukung oleh fasilitas-fasilitas yang memadai. Fasilitas yang tersedia pada pabrik pembuatan karbon disulfida ini adalah:

1. Fasilitas cuti tahunan
2. Tunjangan hari besar/bonus
3. Tunjangan kecelakaan kerja
4. Tunjangan kematian yang diberikan kepada karyawan yang meninggal dunia akibat kecelakaan kerja maupun di luar kerja yang berhubungan dengan pabrik
5. Transportasi bus karyawan
6. Penyediaan tempat beribadah, balai pertemuan dan sarana air dan listrik
7. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu, seragam, helm, kacamata, dan sarung tangan)

8. Beasiswa kepada anak-anak karyawan yang berprestasi
9. Pelayanan kesehatan yang memadai
10. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek) dan Asuransi Kesejahteraan (Askes)

4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Metode evaluasi atau penilaian investasi pada perancangan pabrik amonium nitrat ditinjau sebagai berikut :

1) *Return Of Investment*
2) *Pay Out Time*
3) *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4) *Break Even Point*
5) *Shut Down Point*

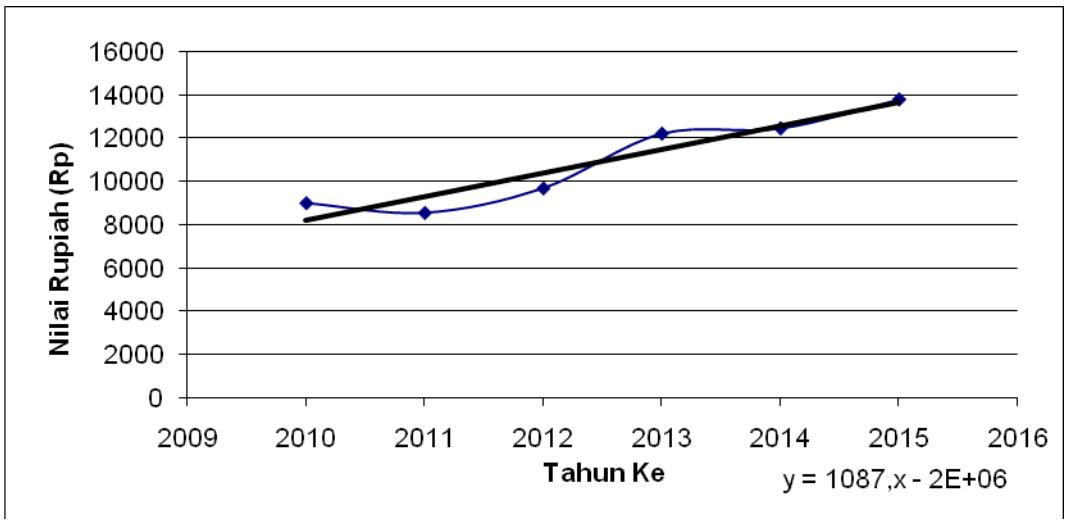
Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1) Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
   a) Modal Tetap (*Fixed Capital*)
   b) Modal Kerja (*Working Capital*)
2) Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*) yang terdiri atas:
   a) Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
   b) Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3) Total Pendapatan.

4.7.1 Asumsi Perhitungan Ekonomi

Asumsi perhitungan ekonomi dimaksudkan sebagai angka atau nilai tetap yang digunakan untuk mengevaluasi ekonomi perancangan pabrik poliuretan, yang dijelaskan sebagai berikut :

1) Nilai dolar terhadap rupiah diasumsikan dengan melihat perkembangan nilai dolar dari tahun ke tahun yang mengalami fluktuasi. Nilai tukar terhadap dolar disajikan pada Gambar 4.7.



Gambar 4.7 Nilai Tukar Rupiah terhadap Dolar

Maka pada tahun 2025 diperkirakan nilai $1 sama dengan Rp 18.363,00.

2) Harga Produk dan Bahan Baku

a. Harga produk :

- Karbon disulfida(CS_2) : 2,1000 $/kg = 38.562,30 Rp/kg
- Karbonil sulfida (COS) : 1,0000 $/kg = 18.363,00 Rp/kg

b. Harga bahan baku :

- Sulfur (S_2) : 0,2100 $/kg = 3.856,23 Rp/kg
- Karbon monoksida (CO) : 0,7000 $/kg = 12.854,10 Rp/kg

3) Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan proses pada tahun tersebut.

Harga indeks tahun 2025 diperkirakan secara garis dengan menggunakan data indeks dari tahun 1987 sampai 2007 disajikan pada Tabel 4.31.

Tabel 4.31 Indeks harga

Tahun (X)	**Indeks (Y)**
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
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
Total	**8277.6**

Dari persamaan regresi linear didapat, index pada tahun 2025:

y = 7,3023 x – 14.189

Indeks harga berdasarkan regresi disajikan pada Tabel 4.32

Tabel 4.32 Indeks harga berdasarkan persamaan regresi

Tahun	**Indeks**
2008	473.416
2009	480.718
2010	488.02
2011	495.322
2012	502.624
2013	509.926
2014	517.228
2015	524.53
2016	531.832
2017	539.134
2018	546.436
2019	553.738
2020	561.04
2021	568.342
2022	575.644
2023	582.946

2024	590.248
2025	597.55

Jika kapasitas alat tidak ada di referensi, maka harga alat dihitung menggunakan metode *six tenths factor* :

$$CostA = CostB\left(\frac{SizeA}{SizeB}\right)^{0.6}$$

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, pada tahun 2002 dan Aries & Newton, pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = \mathrm{Ey}\,\frac{\mathrm{Nx}}{\mathrm{Ny}} \qquad \text{(Aries \& Newton, 1955)}$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2015

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2002)

Nx : Index harga pada tahun 2020

Ny : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2002)

4) Harga Bangunan dan Lahan

Untuk harga bangunan di daerah kawasan industri di Gresik pada tahun 2013 Rp. 1.500.000/m^2. (Ridwan – Agent Independent, 2013). Sehingga pada tahun 2020 diperkirakan seharga Rp. 1.800.000/m^2. Dan untuk harga lahan tahun 2013 Rp. 1.700.000/m^2. (Ridwan – Agent

Independent, 2013). Dan untuk harga lahan pada tahun 2020 Rp. 3.000.000/m^2

5) Pajak Keuntungan

Pajak penghasilan yang dipakai adalah sebesar 30%, ditetapkan pada peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 18, pasal 2 ayat (1) tahun 2015 tentang pajak penghasilan bersih dimana jika jumlah penghasilan lebih dari Rp. 500.000.000,00 maka tarif pajak sebesar 30%. Dalam perancangan pabrik kali ini keuntungan yang diperoleh sebesar Rp 169.264.792.427,51

6) Suku Bunga Pinjam Bank

Suku bunga pinjaman bank yang dipakai adalah sebesar 10,5%. (Sumber : Bank Indonesia, 2015)

4.7.2 Investasi Modal *(Capital Investment)*

A. Modal Tetap *(Fixed Capital Investment)*

Modal tetap (*fixed capital investment)* disajikan pada Tabel 4.33

Tabel 4.33 Modal tetap *(Fixed Capital Investment)*

No	Biaya	Rupiah (Rp)	US Dolar ($)
1	*Delivered equipment*	3.682.635.082,73	2.506.831,05
2	*Equipment installation*	1.828.983.932,61	296.808,80
3	*Piping*	2.114.762.672,08	1.216.314,42
4	*Instrumentation*	171.467.243,68	291.795,13
5	*Insulation*	285.778.739,47	101.275,97
6	*Electrical*	228.622.991,58	292.797,87
7	*Buildings*	279.665.625.000,00	-

8	*Ground*	456.375.000.000,00	-
9	*Utilities*	122.428.070,80	1.136.218,41
10	***Physical plant cost***	**744.475.303.732,95**	**5.641.495,17**
11	*Engineering and construction*	186.118.825.933,24	1.410.373,79
12	***Direct plant cost***	**1.060.087.599.445,83**	**57.729.543,07**
13	*Contractor's fee*	46.529.706.483,31	352.593,45
14	*Contingency*	139.589.119.449,93	1.057.780,34
15	***Fixed capital cost***	**1.116.712.955.599,42**	**8.462.242,76**

B. Modal kerja (*Working Capital*)

Modal kerja (*working capital*) disajikan pada Tabel 4.34

Tabel 4.34 Modal kerja (*Working Capital)*

No	Pengeluaran	Rupiah (Rp)
1	*Raw material inventory*	124.233.870.752,70
2	*In process inventory*	1.104.693.865,44
3	*Product inventory*	148.028.977.969,37
4	*Extended credit*	255.116.925.422,30
5	*Available cash*	148.028.977.969,37
	Total *working capital*	**676.513.445.979,19**

4.7.3 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Berikut ini tabel-tabel rincian biaya prosuksi total yang terdiri atas biaya produksi (*manufacturing cost)* dan pengeluaran umum (*general expense).* Biaya produksi disajikan pada Tabel 4.35

Tabel 4.35 Biaya produksi (*Manufacturing Cost)*

No	Pengeluaran	Rupiah (Rp)
1	*Raw materials*	1.366.572.578.279,70
2	*Labor cost*	919.200.000,00
3	*Supervision*	229.800.000,00
4	*Maintenance*	73.536.000,00
5	*Plant supplies*	11.030.400,00
6	*Royalties and patents*	61.228.062.101,35
7	*Utilities*	15.064.000.891,13
	Direct manufacturing cost	**1.444.098.207.672,19**
No	**Pengeluaran**	**Rupiah (Rp)**
1	*Payroll and overhead*	165.456.000,00
2	*Laboratory*	183.840.000,00
3	*Plant overhead*	735.360.000,00
4	*Packaging and shipping*	153.070.155.253,38
	Indirect manufacturing cost	**154.154.811.253,38**
1	*Depreciation*	127.210.511.933,50
2	*Property taxes*	25.442.102.386,70
3	*Insurance*	12.721.051.193,35
	Fixed manufacturing cost	**163.373.665.513,55**
Total manufacturing cost		**1.936.428.425.504,71**

Tabel 4.36 *General Expense* (GE)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**
1.	Administrasi (2%MC)	61.228.062.101,35
2.	*Sales expense* (13%MC)	397.982.403.658,79
3.	*Research* (4%MC)	122.456.124.202,70
4.	*Finance* (4%(FC+WC))	78.475.537.601,20
	Total	**660.142.127.564,04**

Tabel 4.37 Total Biaya Produksi

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**
1.	*Manufacturing Cost*	1.855.671.001.591,14
2.	*General Expense*	660.142.127.564,04
	Total	**2.515.813.129.155,18**

Tabel 4.38 *Fixed Cost* (Fa)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**
1.	Depresiasi	127.210.511.933,50
2.	*Property tax*	25.442.102.386,70
3.	Asuransi	12.721.051.193,35
	Total	**165.373.665.513,55**

Tabel 4.39 *Variable Cost (Va)*

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**
1	*Raw Material*	1.366.572.578.279,70
2	*Packing n Shipping*	153.070.155.253,38
3	Utilitas	15.064.000.891,13
4	*Royalties & patents*	153.070.155.253,38

	Total Va	**1.687.776.889.677,59**

Tabel 4.40 *Regulated Cost (Ra)*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**
1	Gaji karyawan	919.200.000,00
2	*Payroll overhead*	183.840.000,00
3	*Plant overhead*	919.200.000,00
4	Supervisi	229.800.000,00
5	*Laboratorium*	183.840.000,00
6	*Maintenance*	73.536.000,00
7	*General expense*	660.142.127.564,04
8	*Plant supplies*	11.030.400,00
	Total	**6.626.625.740,00**

4.7.4 Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total penjualan produk – Total biaya produksi

a. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan produk = Rp 3.061.403.105.067,58

Total biaya produksi = Rp 2.497.187.130.309,22

Keuntungan = Rp 564.215.974.758,36

b. Keuntungan setelah pajak

Pajak 30% = Rp 169.264.792.427,51

Keuntungan = Rp 394.951.182.330,85

4.7.5 Analisa Kelayakan

4.7.5.1 *Percent Return of Investment* (ROI)

Return on investment (ROI) adalah besarnya persentase keuntungan pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih bertahun – tahun.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr}\,ofit}{FCI} \text{ x } 100\%$$

- ROI sebelum pajak = 44,3500 %
- ROI setelah pajak = 31,0500 %

4.7.5.2 *Pay Out Time* (POT)

Pay out time (waktu pengambilan modal) adalah angka yang menunjukan berapa lama waktu pengembalian modal, dengan membandingkan besar modal total investasi dengan penghasilan bersih setiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{FCI}{keuntungan + depresiasi} \quad \text{x } 100\%$$

- POT sebelum pajak = 1,8 tahun
- POT setelah pajak = 2 tahun

4.7.5.3 *Break Even Point* (BEP)

Break even point adalah titik pada saat hasil penjualan hanya dapat menutupi biaya produksi, sehingga pabrik tidak untung dan tidak rugi.

Fixed manufacturing cost (Fa) = Rp 165.373.665.513,55

- *Variabel cost* (Va) = Rp 1.687.776.889.677,59
- *Regulated cost* (Ra) = Rp 6.626.625.740,00
- Penjualan produk (Sa) = Rp 3.061.403.105.068

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

BEP = 41,2 %

Dari data *feasibilities* (Peters,dkk. 2004) diperoleh data sebagai berikut :

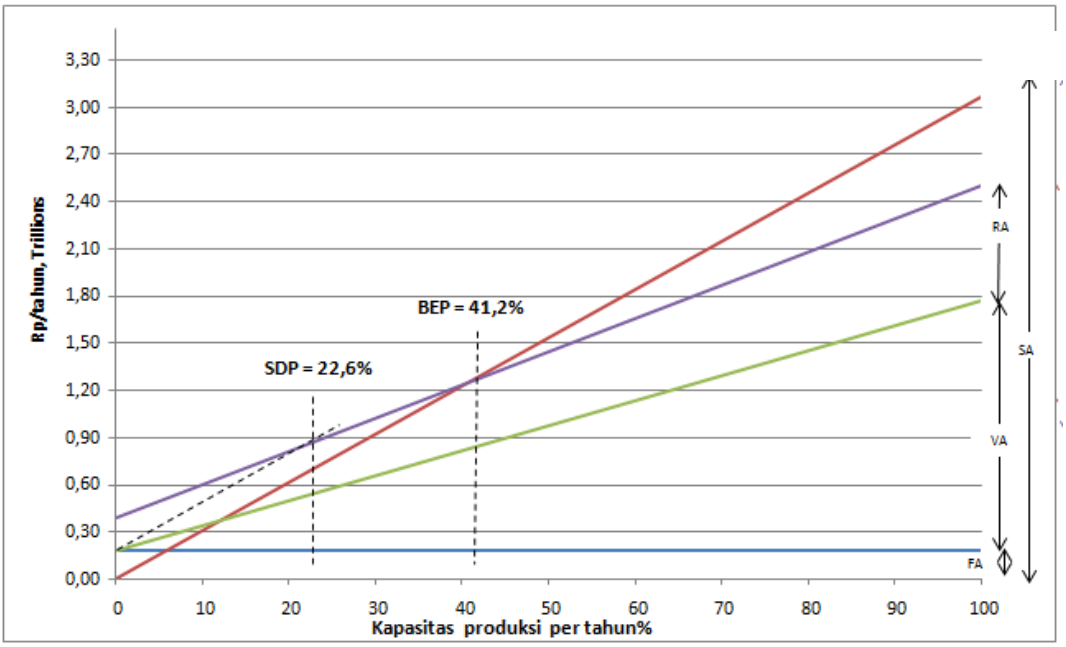
- BEP < 50 %, pabrik layak (*feasible*)
- BEP > 70 %, pabrik kurang layak (*infeasible*)

4.7.5.4 *Shut Down Point* (SDP)

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

SDP = 22,6 %

Untuk grafik break even chart disajikan pada Gambar 4.8



Gambar 4.8 Grafik hubungan % Kapasitas Vs dan Rupiah

4.7.5.5 *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

- Umur pabrik = 10 tahun
- *Fixed capital* (FC) = Rp 1.272.105.119.335,00
- *Working capital* (WC) = Rp 676.513.445.979,19
- *Cash flow* (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*

  Cash flow (CF) = Rp 223.136.825.344,00
- *Salvage value* (SV) = Rp 127.210.511.933,50

- *Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error*

$$(FC+WC)(1+i)^N = C\sum\sum_{n=0}^{n=N-1}(1+i)^N + WC + SV$$

R = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i = 15,70

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik karbon disulfida dari karbon monoksida dan sulfur dengan kapasitas 45.000 ton/tahun, akan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur.

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat – sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik karbon disulfida dari karbon monoksida dan sulfur ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Bahan baku yang digunakan untuk membangun pabrik karbon disulfida yaitu 11.424,2572 kg/jam dari sulfur dan 9.996,2250 kg/jam dari karbon monoksida.
3. Kebutuhan listrik disuplai oleh PLN Gresik sebesar 1.667,5900 kwatt/jam. Sedangkan kebutuhan air diperoleh dari aliran sungai berantas, untuk pabrik kebutuhan air pendingin sebesar 95.068,1880 kg/jam sedangkan air steam sebesar 6.730,9850. Dan kebutuhan bahan bakar sebesar lt/jam diperoleh dari PT.
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
   1) Keuntungan yang diperoleh

      Keuntungan sebelum pajak Rp 564.215.974.758,36/tahun, dan keuntungan setelah pajak (30%) sebesar Rp 394.951.182.330,85/tahun.

2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 44,3500 % dari ROI setelah pajak sebesar 31,0500 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 % (Aries & Newton)

3) *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 1,8 tahun dan POT setelah pajak selama 2 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955)

4) *Break Event Point* (BEP) pada 41,2 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 22,6 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya 40 – 60 %.

5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 15,70 %. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 10,5 % (www.bi.go.id, Agustus 2015).

Dari hasil analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik karbon disulfida dari karbon monoksida dan sulfur dengan kapasitas 45.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep – konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah,sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk karbon disulfida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *"Chemical Engineering Cost Estimation"*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York.

Badan Pusat Statistik, 2007-2014, *"Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia"*, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta.

Badan Pusat Statistik, 2007-2014, *"Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia"*, Indonesia foreign, Trade Statistic Export, Yogyakarta.

Brown, G.G., 1978, *"Unit Operation"*, John Willey and Sons Inc., New York.

Brownell, L.E and Young E.H., 1959, *"Process Equipment Design"*, John Willey and Sons Inc., New York.

Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1978,*"Chemical Engineering"*, Vol 2, Pergamon Press, Oxpord.

Coulson, J. M. and Richardson, J. F., 1989,*"Chemical Engineering"*, Vol 6, Pergamon Press, Oxpord.

Evan, Frank L., 1980, *"Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants"*. Edisi 2. Gulf Publishing Company. Texas.

Geiringer, Paul L., 1968, *"Lange's Handbook of Chemistry"*. Edition 12. McGraw Hill Book Company., New York.

Kern, D.Q., 1965, *"Process Heat Transfer"*. McGraw Hill Book Company Inc., New York.

Kirk-Othmer, 1967, *"Encyclopedia of Chemical Tecnology"*. Edisi 2. Internasional Science. Dursion of John Wiley and Sons, New York.

Maddox, Dr. R. N., *"Gas and Liquid Sweetening"*. Edisi 2. Alfaline, YTKB.

Peters, dkk., 2004, *"Plant Design and Economic for Chemical Engineers"*. Edisi 4. McGraw-Hill Book Co. Tokyo.

Rase, H.F., 1977, *"Chemical Reactor Design for Process Plant"* , John Willey and Sons Inc., New York.

Sherwood, Thomas K., 1958, *"Sifat Gas dan Zat Cair"*. Edisi 3. PT. Gramedia Pusataka Utama, Jakarta.

Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M., 1997, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"*, 6ed,McGraw-Hill, Int.ed., New York.

Timmerhaus, Klaus D dan Max S Peter, 2004, *"Plant Design and Economic for Chemical Engineerers"*, 4st Edition, Singapore; Mc Graw Hill Book Company, 2004

Treybal, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3 ed., Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.

US Patent 2935380, *"Process for Preparation of Carbon Disulfida and Carbonyl Sulfide"*.

http://alibaba.com//harga-alat.html, diakses pada tanggal 26 Juni 2015 pkl 13:30

http://pt-spv.com//home.html, diakses pada tanggal 30 Maret 2015 pkl 19:45

http://baijin-group.com//en/chanye.aspx, diakses pada tanggal 30 Maret pkl 19:45

http://adityabirla.com//businesses/Profile/PT-Indo-Raya-Kimia-(Indonesia), diakses pada tanggal 30 Maret pkl 19:45

http://icis.com//resources/new/1997/01/05/30836/indonesian-carbon-disulphide-plant-planned-for-akzo-nobel/, diakses pada tanggal 30 Maret 2015 pkl 19:45

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

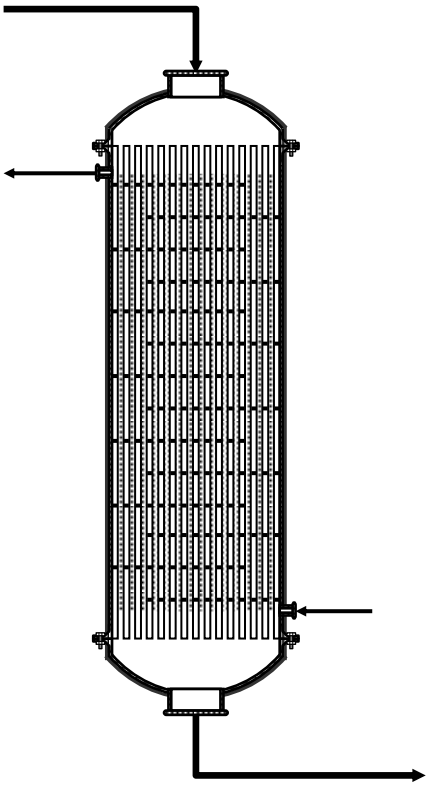
REAKTOR (RE-01)

Jenis : Reaktor alir pipa multi tubular tanpa katalis

Fungsi : Mereaksikan karbon monoksida (CO) dan sulfur (S) dengan kecepatan umpan sebesar 21.844,2419 kg/jam

Kondisi operasi :

- Suhu (T) = 500 °C
- Tekanan (P) = 6,1 atm
- Waktu reaksi = 4 – 6 detik
- Reaksi = Eksotermis



Gambar L-1 Reaktor alir pipa

Neraca Massa

Umpan masuk reaktor (RE-01):

CO	=	357,0080 kmol/jam	=	9.996,2252 kg/jam	
CO_2	=	6,2456 kmol/jam	=	274,8062 kg/jam	
COS	=	1,5259 kmol/jam	=	91,5580 kg/jam	
CS_2	=	0,0004 kmol/jam	=	0,0330 kg/jam	
H_2O	=	3,1894 kmol/jam	=	57,4083 kg/jam	
S_2	=	178,5040 kmol/jam	=	11.424,2574 kg/jam	+
Total	=	546,4733 kmol/jam	=	21.844,2881 kg/jam	

Reaksi : $S_2 + 2CO \rightarrow 1/2CO_2 + COS + 1/2CS_2$

Konversi : 84,6 % terhadap S_2 (Sulfur)

Reaksi bisa ditulis :

$2A + B \rightarrow 1/2C + D + 1/2E$

Maka pada saat konversi (X_A) = 0,846

$S_2 \rightarrow n_A = n_{A0} (1 - X_A)$

$CO \rightarrow n_B = n_{B0} - 2.n_{A0}.X_A$

$CO_2 \rightarrow n_C = n_{C0} - 0,5.n_{A0}.X_A$

$COS \rightarrow n_D = n_{D0} - n_{A0}.X_A$

$CS_2 \rightarrow n_E = n_{E0} - 0,5.n_{A0}.X_A$

diperoleh hasil reaksi:

CO	=	54,9792 kmol/jam	=	1.539,4187 kg/jam
CO_2	=	81,7528 kmol/jam	=	3.597,1231 kg/jam
COS	=	152,5403 kmol/jam	=	9.152,4220 kg/jam

CS_2	=	75,5076 kmol/jam	=	5.738,5803 kg/jam	
H_2O	=	3,1894 kmol/jam	=	57,4083 kg/jam	
S_2	=	27,4896 kmol/jam	=	1.759,3356 kg/jam	+
Total	=	395,4589 kmol/jam	=	21.844,2881 kg/jam	

Penentuan Konstanta Kecepatan Reaksi

Reaksi: $S_2 + 2CO \rightarrow 1/2CO_2 + COS + 1/2CS_2$

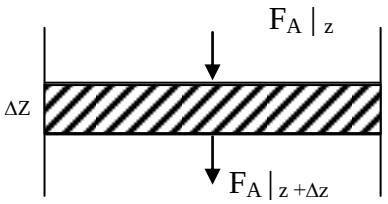
$-r_A = k.C_A.C_B$

dimana k = $10{,}19 \exp\left(\frac{15509}{RT}\right)$; R dalam J/mol.K

(*US Patent 2935380 dan US Patent 20040146450A1*)

Penyusunan Model Matematis Pada Elemen Volum

1. Neraca Massa Pada Elemen Volum



masuk – keluar = akumulasi

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

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

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

$$\Delta V = \frac{\pi . D_i^{\,2}}{4}\Delta z$$

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

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

$$-\frac{\Delta F_A}{\Delta z} = (-r_A)\frac{\pi . D_i^{\,2}}{4}$$

$$F_A = F_{A_0}(1 - X_A)$$

$$\Delta F_A = -F_{A_0}.\Delta X_A$$

$$\frac{-(-F_{A_0}.\Delta X_A)}{\Delta z} = (-r_A)\frac{\pi . D_i^{\,2}}{4}$$

$$F_{A_0}\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = (-r_A)\frac{\pi . D_i^{\,2}}{4}$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A)\pi . D_i^{\,2}}{4 . F_{A_0}}$$

$$\text{Lim} \rightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A)\pi . D_i^{\,2}}{4 . F_{A_0}}$$

$$-r_A = k . C_A . C_B$$

$$= k . C_{A_0}(1 - X_A)(C_{B_0} - C_{A_0}X_A)$$

$$= k . C_{A_0}(1 - X_A)C_{A_0}(\frac{C_{B_0}}{C_{A_0}} - X_A)$$

$$= k . C_{A_0}^{\,2}(1 - X_A)(M - X_A)$$

$$(-r_A) = k . C_{A_0}^{\,2}(1 - X_A)(M - X_A)$$

$$C_{A_0} = \frac{n_{A_0}}{n_t} . \frac{P_t}{RT}$$

$$(-r_A) = k\left(\frac{n_{A_o}}{n_t}.\frac{P_t}{RT}\right)^2 (1 - X_A)(M - X_A)$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{k\left(\frac{n_{A_o}}{n_t}\frac{P_t}{RT}\right)^2 (1-X_A)(M-X_A)\pi.D_i^2}{4.F_{A_o}} \qquad \text{.....(1)}$$

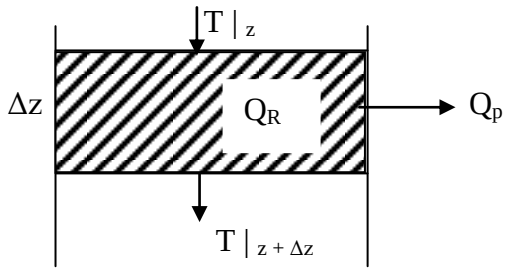
dimana:

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

Di = Diameter dalam

F_{A_o} = Kecepatan molar A mula-mula

2. Neraca Panas Pada Elemen Volum



masuk – keluar = akumulasi

$$\sum m.C_p(T|_z - T_o) + (\sum m.C_p(T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_p = 0$$

$$Q_R = \Delta H_R.n_{A_o}.\Delta X_A$$

$$Q_p = U.A.\Delta T$$

$$= U.\pi.D_o.\Delta z(T_s - T)$$

$$\sum m.C_p(T|_z - T|_{z+\Delta z}) - \Delta H_R.n_{AO}.\Delta X_A - U.\pi.D_O.\Delta z.(T_s - T) = 0$$

$$\sum m.C_{p.}(T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \Delta H_R.n_{Ao}.\Delta X_A + U.\pi.D_o.\Delta z.(T_s - T)$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{\Delta H_R . n_{AO} . \Delta X_A + U . \pi . D_O . (T_s - T)}{\sum m . C_p}$$

$$\text{---------- : } \Delta z$$

$$\frac{T|_z - T|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R . n_{Ao} . \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U . \pi . D_o . (T_s - T)}{\sum m . C_p}$$

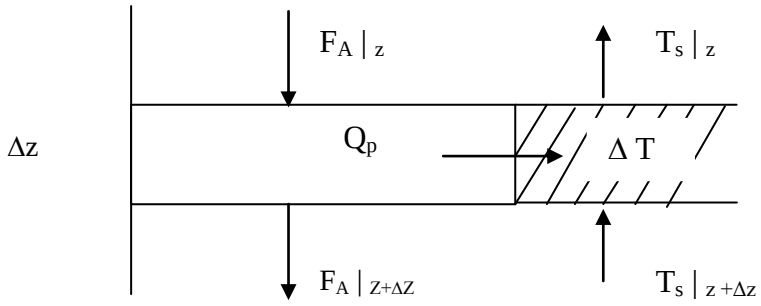
$$\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R . n_{AO} . \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U . \pi . D_O . (T_s - T)}{\sum m . C_p}$$

$$\text{Lim} \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R . n_{Ao} . \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U . \pi . D_o . (T_s - T)}{\sum m . C_p} \qquad \ldots\ldots\ldots (2)$$

3. Neraca Massa untuk Pendingin Pada Elemen Volum

Tinjauan : elemen panas



masuk – keluar = akumulasi

$$m_p . Cp_p . (Ts|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_p - m_p . Cp_p . ((Ts|_z - T_o) = 0$$

$$Q_p = U . A . \Delta T \text{ ; dimana } A = \pi . D_o . \Delta z \text{ dan } \Delta T = (T - T_s)$$

$$\text{Sehingga } Q_p = U . \pi . D_o . \Delta z . (T - T_s)$$

$$m_p . Cp_p . (Ts|_{z+\Delta z} - Ts|_z) = -U . \pi . D_o . \Delta z . (T - T_s)$$

$$\text{---------- : } m_p . Cp_p . \Delta z$$

$$\frac{Ts \mid_{z+\Delta z} - Ts \mid_z}{\Delta z} = -\frac{U . \pi . D_o . (T - T)_s}{m . Cp_p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = -\frac{U . \pi . D_o . (T - T_s)}{(m . C_p)_p}$$

$$Lim \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dz} = -\frac{U . \pi . D_o . (T - T_s)}{(m . Cp)_p} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (3)$$

4. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Penurunan tekanan dalam pipa menggunakan rumus 11.6 (Chapter 11, Rase) hal 492, Chemical Reactor Design for Process Plants.

$$\frac{g_c . dP}{\mu_s . dz} = 150 \frac{\mu_s}{D_p{}^2} + 1{,}75 \frac{G}{D_p}$$

Persamaan di atas dapat ditulis:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{f_k . G^2}{D_p . \rho_f . g_c} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (4)$$

dimana:

$$f_k = 1{,}75 + 150 \left(\frac{1}{\frac{D_p . G}{\mu}} \right)$$

dimana:

$\frac{dP}{dz}$ = perubahan tekanan per satuan panjang

f_k = faktor friksi

g_c = konstanta gravitasi

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm^3

ρ_f = densitas gas, g/cm^3

D_p = diameter dalam, cm

μ = viskositas gas, g/cm.jam

Sehingga diperoleh 4 persamaan differensial simultan sebagai berikut:

1. $$\frac{dX_A}{dz} = \frac{k\left(\frac{n_{A_0}}{n_t}\frac{p_t}{RT}\right)^2 (1-X_A)(M-X_A)\pi.D_i^2}{4.F_{A_0}}$$

2. $$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R.n_{Ao}.\frac{\Delta X_A}{\Delta z}+U.\pi.D_o.(T_s-T)}{\sum m.C_p}$$

3. $$\frac{dT_s}{dz} = -\frac{U.\pi.D_o.(T-T_s)}{(m.Cp)p}$$

4. $$\frac{dP}{dz} = \frac{f_k.G^2}{D_p.\rho_f.g_c}$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program komputer dengan Metode Numeris Runge Kutta

Overall Heat Transfer

1. Koefisien transfer panas pipa (hi_0)

   Dari pers. 6-2, Kern p103 diperoleh :

$$hi_0 = 0{,}027\left(\frac{D.Gt}{\mu}\right)^{0,8}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{k}{Di}\right)$$

   dimana:

   D = diameter pipa

   Di = diameter dalam pipa

   k = konduktivitas thermal

μ = viskositas gas

Cp = panas jenis gas

Gt = kecepatan massa per satuan luas

hi = koefisien transfer panas pipa dalam

hio = $hi \times \frac{ID}{OD}$ ……(Kern, 1983)

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell (h_0)

   Dari persamaan , Kern :

$$h_0 = 0{,}36\left(\frac{De.Gp}{\mu_p}\right)^{0,55}\left(\frac{Cp_p.\mu_p}{kp}\right)^{0,33}\left(\frac{kp}{De}\right)\text{.....(Kern,1983, p137)}$$

   Persamaan diatas berlaku untuk Re antara 2000 – 1.000.000

   dimana :

   h_0 = koefisien transfer panas

   De = diameter equivalent

   Gp = kecepatan massa pendingin per satuan luas

   μ_p = viskositas pendingin

   kp = konduktivitas thermal pendingin

   Cp_p = panas spesifik pendingin

3. *Overall heat transfer coefficient*

$$U_c = \frac{h_{io}.h_o}{(h_{io} + h_o)}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c.U_D}$$

$$R_d.U_c.U_D = U_c - U_D$$

$$(R_d.U_c + 1)U_D = U_c$$

$$U_D = \frac{U_c}{(R_d.U_c + 1)}$$

dimana:

U_D = *Overall heat transfer coefficient* pada saat kotor

U_C = *Overall heat transfer coefficient* pada saat bersih

Rd = faktor tahanan panas pengotor

***Lay Out* Pipa Dalam Reaktor** (Kern, 1983, P. 139)

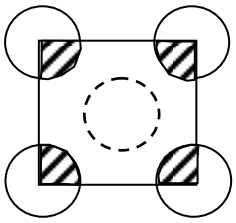
Pipa dalam reaktor disusun secara *square pitch*, dimana luas penampang 1 pipa menempati luasan sebesar Pt^2.

Digunakan pipa standar

ID pipa = 1,049 in = 2,664 cm

OD pipa = 1,320 in = 3,353 cm

BWG = 16 in



- MS (massa pendingin)

  MS = 40 gram/dt × 673 × 3,6

  = 96.912 kg/jam

- P = 6,1 atm
- C (suhu operasi)

  C = 500 °C

- D (suhu masuk pendingin)

D = 475°C

- Dou (Diameter luar pipa)

  Dou = 1,32 in × 2,54

  = 3,3528 cm

- DI (Diameter dalam pipa)

  DI = 1,049 in × 2,54

  = 2,6644 cm

- Pt (*pitch*)
- Pt = 1.25 × Dou

  Pt = 1,25 × 3,3528

  = 4,191 cm

- CL (*clearence*)

  CL = Pt - Dou

  CL = 4,191 – 3,3528

  = 0,8382

Luas Penampang *Shell*

As = 1,15 x Nt x Pt^2

= 1,15 x 2100 x $(4,191)^2$

= 42.418,22162

dimana:

As = Luas penampang *shell*

Nt = jumlah pipa

Pt = pitch

Diameter Equivalen (De)

Diameter equivalen dapat dipahami sebagai diameter dari area dalam *shell*, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1983) p.139

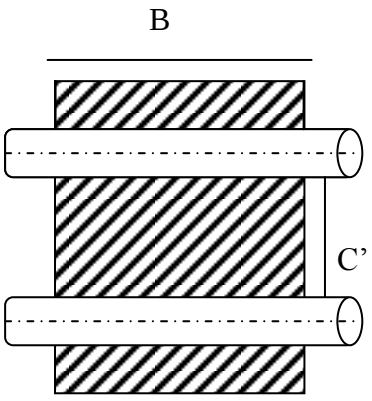
$$De = \frac{4\left(Pt^2 - \frac{\mu.OD^2}{4}\right)}{\mu.OD} = \frac{4 \text{ x free area}}{\text{wetted perimeter}}$$

$$De = \frac{4Pt^2 - \mu.OD^2}{4.\mu.OD}$$

$$De = \frac{4(4{,}191)^2 - \mu.(3{,}3528)^2}{4.\mu.(3{,}3528)}$$

De = 3,3207 cm

Flow Area* dalam *Shell



$$A_s = \frac{ID_s . B . C}{P_t}$$

$$As = \frac{232{,}4563 \text{ x } 0{,}8382 \text{ x } 46{,}491}{4{,}191} = 2161{,}4251 \text{ cm}^2$$

dimana :

B = Jarak *baffle*, in

C = *Clearance*, in

Pt = *Pitch*, in

IDs = Diameter dalam *shell*, in

As = *Flow area shell*, in^2

Diameter *Shell*

Diameter *shell* yang dipakai untuk Nt pipa

Luas shell = $A_s = 1{,}1.N_t.Pt^2 = \frac{\pi.(ID_s)^2}{4}$

Diameter shell:

$$ID_s = \sqrt{\frac{4.A_s}{\mu}}$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times 42418{,}22162}{3{,}14}} = 232{,}4563 \text{ cm} = 2{,}324 \text{ m}$$

Pemilihan Pipa

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, tabel 11):

NP_s = 1 in

OD = 1,32 in = 3,353 cm

ID = 1,049 in = 2,664 cm

Jumlah Pipa (Kern, 1950)

1. Menghitung Gt

$$8000 = \frac{D.Gt}{\mu}$$

$$8000 = \frac{2.6645\ cm.Gt}{0.0005390\ (\frac{g}{cm}.dt)}$$

8000 = 4943.34 Gt

Gt = 1,6183 g/cm² dt

2. Menghitung luas penampang pipa

$$A_0 = \frac{3.14 .DI^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 .(2,6645\ cm)^2}{4}$$

= 5,5731 cm²

3. Menghitung luas penampang total :

$$At = \frac{G}{Gt}$$

$$= \frac{6.067,8574\ g/dt}{1,6183\ g/cm^2 dt}$$

= 3.749,4348 cm²

4. Jumlah pipa dipakai

$$N_t = \frac{A_t}{A_0}$$

$$= \frac{3.749,4348\ cm^2}{5,5731\ cm^2}$$

= 672,7736 pipa

Sifat Fisis

a) Kapasitas Panas (Cp)

Kapasitas panas masing-masing gas tergantung dari suhu, dan dianggap mengikuti persamaan polinomial:

$Cp_i = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ ……(Yaws, 1999)

Untuk campuran, $Cp_{gas} = \sum Cp_i \times y_i$

dimana: Cp = kapasitas panas gas ideal, J/mol.K

A, B, C, D, E = koefisien regresi

T = suhu, K

y_i = fraksi mol gas dalam campuran

Tabel L.1 Koefisien regresi untuk mencari kapasitas panas gas

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**E**
CO	29,556	-6,5807E-03	2,0130E-05	-1,2227E-08	2,2617E-12
CO_2	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13
COS	20,193	9,2794E-02	-9,7014E-05	5,0943E-08	-1,0615E-11
CS_2	20,461	1,2299E-01	-1,6184E-04	1,0199E-07	-2,4444E-11
H_2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
S_2	24,624	-5,0402E-03	2,4244E-06	-4,2197E-10	2,5175E-14

b) Viskositas Gas (μ_{gas})

Viskositas gas murni dapat diperkirakan dengan persamaan:

$\mu_i = A + BT + CT^2$ .....(Yaws, 1999)

Untuk campuran, $\mu_i = \sum \mu_i \times y_i$

dimana: μ = viskositas gas, mikropoise

A, B, C = koefisien regresi

T = suhu, K

y_i = fraksi mol gas dalam campuran

Tabel L.2 Koefisien regresi untuk mencari viskositas gas

Komponen	A	B	C
CO	35,086	5,0651E-01	-1,3314E-04
CO_2	11,336	4,9918E-01	-1,0876E-04
COS	-11,409	4,9811E-01	-9,9754E-05
CS_2	-7,702	3,6594E-01	-2,5416E-05
H_2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05
S_2	-5,897	1,6200E-01	-2,8000E-06

c) Panas Reaksi

Untuk menghitung ΔH_R pada berbagai suhu digunakan persamaan:

$$\Delta H_R = \Delta H^0{}_{R,}298 + \int [Cp_{produk} - Cp_{reaktan}]dT$$

$$\Delta H^0{}_{R,}298 = \left(\sum \Delta H^0{}_{f,}298\right)_{produk} - \left(\sum \Delta H^0{}_{f,}298\right)_{reaktan}$$

Data-data entalpi pembentukan sebagai berikut:

Tabel L.3 Panas pembentukan pada suhu 298 K

Komponen	$\Delta H^0 f_{298}$ (kJ/mol)
CO	-110,50
CO_2	-393,50

COS	-442,00
CS_2	-116,60
S_2	0

Sumber: (Yaws, 1999)

Reaksi: $S_2 + 2CO \rightarrow 1/2CS_2 + COS + 1/2CO_2$

$$\Delta H^0{}_{R,298K} = \left(0{,}5.\Delta H^0 f_{CS_2} + \Delta H^0 f_{COS} + 0{,}5.\Delta H^0 f_{CO_2}\right) - \left(\Delta H^0 f_{S_2} + 2.\Delta H^0 f_{CO}\right)$$

$$= \left(\left(0{,}5 \times (-116{,}60)\right) + (-442{,}00) + \left(0{,}5 \times (-393{,}50)\right)\right) - \left(0 + \left(2 \times (-110{,}50)\right)\right)$$

= 476,05 kJ/mol

= 476050 J/mol

$$\Delta H_R = 476050 \text{ J/mol} + \int_{298}^{T} \left[\left(0{,}5.Cp_{CS_2} + Cp_{COS} + 0{,}5.Cp_{CO_2}\right) - \left(Cp_{S_2} + 2.Cp_{CO}\right)\right] dT$$

d) Konduktivitas Termal

Konduktivitas termal gas murni dapat diperkirakan dengan persamaan:

$k = A + BT + CT^2$ .....(Yaws, 1999)

Untuk campuran, $k_i = \sum k_i \times y_i$

dimana: k = konduktivitas termal, W/mK

A, B, C = koefisien regresi

T = suhu, K

y_i = fraksi mol gas dalam campuran

Tabel L.4 Koefisien regresi untuk mencari konduktivitas termal

Komponen	**A**	**B**	**C**
CO	0,00150	8,2713E-05	-1,9171E-08
CO_2	-0,01183	1,0174E-04	-2,2242E-08
COS	-0,00450	6,3507E-05	-5,5987E-09
CS_2	-0,00239	3,2557E-05	2,2176E-10

H_2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
S_2	0,00004	1,5923E-05	-5,0751E-10

e) Densitas Gas

Gas di dalam reaktor dianggap mengikuti persamaan gas ideal. Densitas campuran gas dapat dihitung dengan persamaan:

P.V = n.R.T

$$\rho = \frac{P_T}{R\,T} M_{camp} = \frac{n}{V} M_{camp} \qquad \text{.....(12)}$$

dengan: ρ : densitas campuran gas, kg/m^3

P_T : tekanan total, atm

T : suhu operasi, K

R : konstanta gas = 0,08206 $atm.m^3/kgmol.K$

M_{camp} : berat molekul campuran gas, g/gmol

(Perry and Green, 1984)

Hasil

Jumlah pipa = 672,7736 pipa

Diameter luar pipa = 3.353 cm

Diameter dalam pipa = 2.664 cm

Pitch = 4.191 cm

Diameter Shell = 2.192 m

Jumlah pendingin = 96.912 kg/j

Tabel L.5 Kecepatan massa masuk reaktor

Komponen	Kgmol /jam	Kg / jam
S_2	178,5040	11.424,2559
CO	357,0080	9996,2236
CO_2	6,2456	274,8064
COS	1,5260	91,5600
CS_2	0.0004	0,0304
H_2O	3,1894	57,4092
Total	546,4734	21.844,2852

Suhu operasi = 500 °C

Suhu referensi = 25 °C

Tabel L.6 Panas yang dihasilkan umpan

Komponen	Kgmol /jam	Cp dT	Qs = m Cp dT
S2	178,5040	11104.52	1.982.201,1250
CO	357,0080	3423.12	1.222.082,3750
CO2	6,2456	5122.94	31995,8262
COS	1,5260	5555.90	8478,2998
CS2	0.0004	5950.50	2.3802
H2O	3,1894	4075.04	12.996,9189
Total	546,4734		3.257.757,0000

Reaksi yang terjadi :

$S_2 + 2CO \rightarrow 1/2CO_2 + COS + 1/2CS_2$

Kondisi Awal

Suhu gas masuk = 500.0 °C

Suhu pendingin masuk = 475.0 °C

Tekanan awal = 6.1 atm

Tabel L.7 Hasil yang diperoleh dari Runge Kutta

L (cm)	X_A	T (°C)	Ts (°C)	P (atm)
0	0,0000	500	475	6,100

20	0,0427	497,42	481,6	6,100
40	0,0824	502,05	487,1	6,100
60	0,1195	506,47	492,3	6,100
80	0,1541	510,62	497,2	6,099
100	0,1866	514,52	501,8	6,099
120	0,2170	518,20	506,2	6,099
140	0,2456	521,66	510,3	6,099
160	0,2724	524,93	514,1	6,099
180	0,2977	528,02	517,8	6,099
200	0,3214	530,95	521,2	6,099
220	0,3438	533,71	524,4	6,098
240	0,3650	536,34	527,5	6,098
260	0,3849	538,83	530,4	6,098
280	0,4038	541,20	533,2	6,098
300	0,4217	543,45	535,8	6,098
320	0,4387	545,59	538,3	6,098
340	0,4547	547,63	540,7	6,098
360	0,4700	549,58	543,0	6,097
380	0,4845	551,44	545,1	6,097
400	0,4983	553,22	547,2	6,097
420	0,5115	554,91	549,1	6,097
440	0,5241	556,54	551,0	6,097
460	0,5360	558,10	552,8	6,097
480	0,5475	559,59	554,5	6,097
500	0,5584	561,02	556,1	6,096
520	0,5688	562,39	557,7	6,096
540	0,5788	563,71	559,2	6,096
560	0,5884	564,98	560,6	6,096
580	0,5976	566,20	562,0	6,096
600	0,6064	567,38	563,4	6,096
620	0,6149	568,51	564,6	6,096
640	0,6230	569,60	565,9	6,095
660	0,6309	570,65	567,1	6,095
680	0,6384	571,66	568,2	6,095
700	0,6456	572,64	569,3	6,095
720	0,6526	573,58	570,4	6,095
740	0,6593	574,49	571,4	6,095
760	0,6658	575,38	572,4	6,095
780	0,6721	576,23	573,3	6,095
800	0,6781	577,06	574,2	6,094
820	0,6839	577,86	575,1	6,094
840	0,6896	578,63	576,0	6,094
860	0,6950	579,38	576,8	6,094
900	0,7003	580,11	577,6	6,094

920	0,7054	580,81	578,4	6,094
940	0,7103	581,50	579,2	6,094
960	0,7151	582,16	579,9	6,093
980	0,7197	582,81	580,6	6,093
1.000	0,7242	583,43	581,3	6,093
1.020	0,7286	584,04	582,0	6,093
1.040	0,7328	584,64	582,6	6,093
1.060	0,7369	585,21	583,2	6,093
1.080	0,7409	585,77	583,9	6.093
1.100	0,7448	586,32	584,5	6,093
1.120	0,7486	586,85	585,0	6,092
1.140	0,7522	587,36	585,6	6,092
1.160	0,7558	587,87	586,1	6,092
1.180	0,7593	588,36	586,7	6,092
1.200	0,7626	588,83	587,2	6,092
1.220	0,7659	589,30	587,7	6,092
1.240	0,7722	590,20	588,7	6,091
1.260	0,7753	590,63	589,2	6,091
1.280	0,7782	591,05	589,6	6,091
1.300	0,7811	591,46	590,1	6,091
1.320	0,7839	591,87	590,5	6,091
1.340	0,7867	592,26	590,9	6,091
1.360	0,7894	592,64	591,3	6,091
1.380	0,7920	593,02	591,7	6,091
1.400	0,7945	593,39	592,1	6,090
1.420	0,7970	593,75	592,5	6,090
1.440	0,7995	594,10	592,9	6,090
1.460	0,8018	594,44	593,3	6,090
1.480	0,8042	594,78	593,6	6,090
1.500	0,8064	595,10	594,0	6,090
1.520	0,8087	595,43	594,3	6,090
1.540	0,8108	595,74	594,7	6,089
1.560	0,8130	596,05	595,0	6,089
1.580	0,8150	596,35	595,3	6,089
1.600	0,8171	596,65	595,6	6,089
1.620	0,8191	596,94	596,0	6,089
1.640	0,8210	597,22	596,3	6,089
1.660	0,8229	597,50	596,6	6,089
1.680	0,8248	597,77	596,8	6,089
1.700	0,8266	598,04	597,1	6,088
1.720	0,8284	598,30	597,4	6,088
1.740	0,8302	598,56	597,7	6,088
1.760	0,8319	598,81	598,0	6,088
1.780	0,8336	599,06	598,2	6,088

1.800	0,8353	599,31	598,5	6,088
1.820	0,8369	599,54	598,7	6,088
1.840	0,8385	599,78	599,0	6,088
1.860	0,8401	600,01	599,2	6,087
1.880	0,8416	600,24	599,5	6,087
1.900	0,8431	600,46	599,7	6,087
1.920	0,8446	600,68	599,9	6,087
1.940	0,8460	600,88	600,2	6,087

Tabel L.8 Kecepatan massa keluar reaktor

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
S_2	27,4896	1.759,3353
CO	54,9792	1.539,4183
CO_2	81.7528	3.597,1230
COS	152.5404	9.152,4229
CS_2	75.5076	5.738,5771
H_2O	3,1894	57,4092
Total	395,4590	21.844,2871

Enthalpi Hasil Reaksi

Suhu operasi = 600,88 °C

Suhu referensi = 25 °C

Tabel L.9 Entalpi hasil reaksi

Komponen	**Kgmol /jam**	**Cp dT**	**Qs = m Cp dT**
S_2	27,4896	14.245,07	391.591,3750
CO	54,9792	4.196,45	230.717,7188
CO_2	81.7528	6.372,19	520.944,0625
COS	152.5404	6.881,23	1.049.665,5000
CS_2	75.5076	7.331,05	553.549,8125
H_2O	3,1894	5.017,20	16.001,8496
Total	395,4590		2.762.470,2500

Neraca Panas:

Masuk:	Keluar:
1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor	1. Enthalpi hasil reaksi:
Qs1 = 3257757,0000 kkal/jam	Qs2 = 2762470,2500 kkal/jam
2. Panas Reaksi	2. Panas dibawa pendingin
Qr = 13234935.0000 kkal/jam	Qp = 12560925.0000 kkal/jam
	3. Panas Hilang
	Qloss = 1169297.0000 kkal/jam
16492692.0000 kkal/jam	16492693.0000 kkal/jam

Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh:

Jumlah pipa	= 1.868 pipa
Diameter Shell	= 2.192 m
Jumlah Pendingin	= 96.912 kg/jam
Panjang terhitung	= 19,4 m
	= 63,6 ft
Panjang Pipa	= 19,5 m
	= 64,0 ft
Tinggi Head reaktor	= 1.096 m
Tinggi reaktor	= 19,507 + 2 . 1,096 m
	= 20.6 m

Aksesoris Reaktor

1. Menghitung tebal shell

   Digunakan bahan Carbon Steel SA 178 grade C

   Tekanan design (P) = 17,64 psi

   Allowable stress = 18750 psi

   Efisiensi sambungan = 0,85

   Faktor korosi = 0,125 in

   Jari-jari tangki = 43,15 in

   Tebal shell:

$$\text{tebal shell} = \frac{P.r_i}{S.e - 0{,}4P} + c$$

$$= \frac{17{,}64 \times 43{,}15}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}4(17{,}64)} + 0{,}125$$

   = 0,173 in

   Dipakai tebal shell ¼ in

2. Menghitung tebal head

   Bentuk head : Elliptical Dished Head

   Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

   Tekanan design (p) = 98,53 psi

   Allowable stress = 18750 psi

   Efisiensi sambungan = 0.85

   Faktor korosi = 0.125 in

   Jari-jari tangki = 43,15 in

   Tebal Head:

$$\text{tebal head} = \frac{0{,}885.P.D}{2.S.e - 0{,}2P} + c$$

$$= \frac{0{,}885 \times 98{,}53 \times 86{,}30}{2 \times 18750 \times 0{,}85 - 0{,}2(98{,}53)} + 0{,}125$$

= 0,361 in

Dipilih tebal head ¼ in

3. Menghitung ukuran pipa

Diameter Optimum pipa berdasarkan Pers. 15 Peters, hal.525

a. Pipa pemasukan umpan reaktor

Kecepatan umpan = 48057,426 lb/jam

Densitas umpan = 0,6792 lb/ft^3

$$D_i = 2{,}2 \times \left(\frac{G}{1000}\right)^{0{,}45} \rho^{-0{,}31}$$

$$= 2{,}2 \times \left(\frac{48057{,}426}{1000}\right)^{0{,}45} 0{,}6792^{-0{,}31}$$

= 14,168 in

Dipakai pipa dengan ukuran 14 in

b. Pipa pengeluaran hasil reaktor

Kecepatan hasil = 48.057,426 lb/jam

Densitas umpan = 0,9361 lb/ft^3

$$D_i = 2{,}2 \times \left(\frac{G}{1000}\right)^{0{,}45} \rho^{-0{,}31}$$

$$= 2{,}2 \times \left(\frac{48.057{,}426}{1000}\right)^{0{,}45} 0{,}9361^{-0{,}31}$$

= 12,826 in

Dipakai pipa dengan ukuran 13 in

c. Pipa pemasukan dan pengeluaran pemanas

Kecepatan HITEC = 591.782,4375 lb/jam

Densitas HITEC = 54,6624 lb/ft^3

$$D_i = 2{,}2 \times \left(\frac{L}{1000}\right)^{0{,}45} \rho^{-0{,}31}$$

$$= 2{,}2 \times \left(\frac{591.782{,}4375}{1000}\right)^{0{,}45} 54{,}6624^{-0{,}31}$$

= 11,252 in

Dipakai pipa dengan ukuran 12 in

4. Menghitung tebal isolasi

Diameter shell = 7.19 ft

Tinggi shell = 64.00 ft

Tebal shell = 0.014 ft

Luas permukaan head = 97,44 ft²

Luas permukaan shell = 1.445,22 ft²

Total luas permukaan = 1.542,66 ft²

Suhu permukaan isolasi = 140.00 °F = 600.00 °R

Suhu dalam reaktor = 999,68 °F = 1.459,68 °R

Suhu udara lingkungan = 86.00 °F = 546.00 °R

Konduktifitas thermal dinding shell = 28.0000 Btu ft/(j ft² F)

Digunakan Isolasi Fine Diatomaceous Earth Powder

Konduktifitas thermal isolasi = 0.1250 Btu ft/(j ft² F)

Koefisien transfer panas konveksi (h_c):

$$h_c = 0{,}3[T_w - T_u]^{0{,}25}$$

$$= 0{,}3[140 - 86]^{0{,}25}$$

= 0,8132 Btu/jam.ft^2.°F

Koefisien transfer panas radiasi (h_r):

$$h_r = \frac{k.e\left[\left(\frac{T_w}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_u}{100}\right)^4\right]}{T_w - T_u}$$

$$= \frac{0,178 \times 0,8\left[\left(\frac{600}{100}\right)^4 - \left(\frac{546}{100}\right)^4\right]}{600 - 546}$$

= 5,8827 Btu/jam.ft^2.°F

$$Q_{loss} = \frac{A(T_1 - T_u)}{\left[\frac{t_1}{k_1} + \frac{t_2}{k_2} + \frac{1}{(h_r + h_c)}\right]}$$

$$= \frac{1542,663(999,68 - 86)}{\left[\frac{0,014}{28} + \frac{T_{is}}{0,125} + \frac{1}{(0,8132 + 5,8828)}\right]}$$

$$\left[\frac{0,014}{28} + \frac{T_{is}}{0,125} + \frac{1}{6,696}\right] = \frac{1.542,663(999,68 - 86)}{1.169.297}$$

$$\left[\frac{0,014}{28} + \frac{T_{is}}{0,125} + \frac{1}{6,696}\right] = 1,205$$

$$\left[0,00051 + \frac{T_{is}}{0,125} + 0,1493\right] = 1,205$$

$$\left[\frac{T_{is}}{0,125}\right] = 1,056$$

$T_{isolasi}$ = 0,132 ft

= 1,583 in

LAMPIRAN B
ABSORBER (AB-01)

Tujuan : Menyerap CO_2 dari campuran gas yang keluar dari Separator (SP-03) dengan kecepatan 9613,8904 kg/jam

Tipe Alat : Menara Bahan isian

Kondisi Operasi : T = 40 °C

P = 1 atm

1. Umpan masuk :

Komponen	Umpan Gas	Umpan Cair	Keluar Gas	Keluar Cair
CO	2830,8261	-	2830,8261	-
CO_2	6614,7250	159,4459	6,6147	6767,5561
COS	168,2903	-	168,2903	-
CS_2	0,0490	-	0,0490	-
H_2O	-	36831,9914	-	36831,9914
S_2	-	-	-	-
DEA (lean)	-	15785,1392	-	-
DEA (rich)	-	-	-	15785,1392

1. Menghitung gas yang terlarut:

Diharapkan 99,9% CO_2 terserap

CO_2 yang terserap = 0,999 × 6614,7250 kg/jam

= 6608,1103 kg/jam

= 150,1843 kgmol/jam

CO_2 yang tidak terserap = 0,001 × 6614,7250 kg/jam

= 6,6147 kg/jam

= 0,1503 kgmol/jam

2. Kebutuhan pelarut DEA

   Dirancang massa pelarut DEA sebanyak umpan gas masuk Absorber:

   - DEA = 15785,1392 kg/jam

     = 150,3347 kgmol/jam

   - H_2O = $\frac{70}{30}$ × 15785,1392 kg/jam

     = 36831,9914 kg/jam

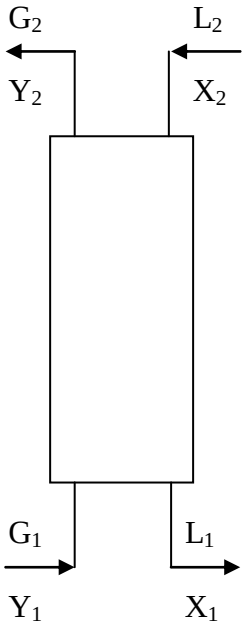
     = 2046,2217 kgmol/jam

   - CO2 = $\frac{1}{99}$ × 15785,1392 kg/jam

     = 159,4459 kg/jam

     = 3,6238 kgmol/j

3. Garis Operasi



Asumsi:

1. Menara absorber bekerja secara Adiabatis, artinya tidak ada panas masuk atau panas keluar dari Absorber
2. Kondisi operasi menara Absorber jauh dibawah titik didihnya sehingga jumlah penyerap yang menguap diabaikan

maka:

Input – Output = Accumulation

$(G_1.Y_1 + L_2.X_2) – (G_2.Y_2 + L_1.X_1) = 0$

apabila: $G_1 = G_2 = G_S$

$L_1 = L_2 = L_S$

maka: $G_S(Y_1 – Y_2) = L_S(X_1 – X_2)$

dimana:

G_S = mol inert gas

= 56,5056 kgmol/jam

$Y_1 = \frac{\text{mol solut umpan}}{\text{mol inert gas}}$

$= \frac{81,7528 \text{ kgmol/jam}}{56,5056 \text{ kgmol/jam}}$

= 1,4468

$Y_2 = \frac{\text{mol solut keluar}}{\text{mol inert gas}}$

$= \frac{0,0818 \text{ kgmol/jam}}{56,5056 \text{ kgmol/jam}}$

= 0,0072

LS = mol penyerap

= 213,7047 kgmol/jam

$X_1 = \frac{\text{mol solut keluar}}{\text{mol pelarut}}$

$= \frac{85,6123 \text{ kgmol/jam}}{213,7050 \text{ kgmol/jam}}$

= 0,4006

$X_2 = \frac{\text{mol solut umpan}}{\text{mol pelarut}}$

$= \frac{3,9413 \text{ kgmol/jam}}{213,705 \text{ kgmol/jam}}$

= 0,0184

sehingga diperoleh garis operasi:

$Y = \frac{L_S}{G_S}(X – X_2) + Y_2$

$Y = \frac{213,7047}{56,5056}(X – 0,0184) + 0,0072$

maka persamaan garis operasi:

Y = 3,7820X + 0,0072340

4. Persamaan garis kesetimbangan

   Dari Treyball ed.3, hal 287

$$\frac{Y'}{1+Y'} = \frac{Pa}{Pt}\frac{X}{1+X}$$

P partial solut = $\frac{n_{CO_2}}{n_{total}} \times Pt = \frac{81,7528}{138,2584} \times 1 = 0,5913$ atm

maka:

$$\frac{Y'}{1+Y'} = \frac{0,5913}{1}\frac{X}{1+X}$$

$$\frac{Y'}{1+Y'} = 0,5913\frac{X}{1+X}$$

$$Y' = \frac{0,5913X}{1+X}(1+Y')$$

$$Y'\left[1-\frac{0,5913}{1+X}\right] = \frac{0,5913X}{1+X}$$

$$Y'\frac{\frac{0,5913X}{1+X}}{\left[1-\frac{0,5913X}{1+X}\right]}$$

atau,

$$Y' = \frac{A}{(1-A)}$$

dimana:

$A = \frac{0,5913X}{1+X}$

5. Jumlah Transfer Unit

   Dari persamaan 9-19 Ludwig hal 165, diperoleh jumlah transfer unit:

$$NtOG = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y'} - 1/2\ln\frac{1+Y_1}{1+Y_2}$$

Bila bagian Integral diselesaikan secara numeris dengan metode Simpson's Rule

Tabel perhitungan Simpson's Rule

No.	X	Y	Y'	$1/(Y-Y')$		Simp's Rule
0	0,0000	0,0072	0,0000	138,2350	x1	138,2534
1	0,0380	0,1512	0,0221	7,7500	x4	31,0007
2	0,0761	0,2951	0,0436	3,9760	x2	7,9525
3	0,1141	0,4391	0,0645	2,6700	x4	10,6781
4	0,1522	0,5831	0,0847	2,0070	x2	4,0135
5	0,1903	0,7270	0,1044	1,6060	x4	6,4246
6	0,2283	0,8710	0,1235	1,3380	x2	2,6757
7	0,2664	1,0149	0,1420	1,1460	x4	4,5826
8	0,3045	1,0149	0,1601	1,0010	x2	2,0024
9	0,3425	1,3029	0,1776	0,8890	x4	3,5550
10	0,3806	1,4468	0,1947	0,7990	x1	0,7986
					∑I	211,9196

$$\int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y'} = \frac{Y}{3}\sum I = \frac{0,1440}{3} \times 211,9196 = 10,1690$$

maka jumlah transfer unit:

$$NtOG = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y'} - 1/2 \ln \frac{1+Y_1}{1+Y_2}$$

$$= 10,1690 - 1/2 \ln \frac{1+1,4468}{1+0,0072}$$

$$= 9,7254$$

6. Menentukan Diameter Menara

BM rata-rata = 37,8140 kg/kmol

$$\text{Densitas gas} = \frac{P \times BM_{rata-rata}}{R \times T}$$

$$= \frac{1 \times 37,8140}{82,06 \times 313}$$

$$= 0,00147 \text{ kg/L}$$

$= 0{,}09177\ lb/ft^3$

Densitas Cair = 62.4000 lb/cuft

Kecepatan uap = 9613,8904 kg/jam

Kecepatan Cair = 52776,5765 kg/jam

Liquid-Vapor Factor

$$F_{LV} = \frac{L}{V}\left[\frac{\rho_V}{\rho_L}\right]^{0,5} = \frac{52776,5765}{9613,8904}\left[\frac{0,9177}{62,4000}\right]^{0,5} = 0,6657$$

Dari Fig. 9-11D Ludwig, untuk bahan isian Raschig's ring

Ukuran = 0.25 in

Surface area = 124 ft^2/ft^3

Free space = 0.63

Diperoleh ordinat grafik = 0.02

Maximum Superfacial Velocity terjadi pada keadaan Floading maka:

$$G_f = \left[\frac{kv \times \rho_L \times \rho_V \times \varepsilon^3 \times gc}{a \times \emptyset \times \mu^{0,2}}\right]^{0,5}$$

$$= \left[\frac{0,02 \times 62,4000 \times 0,9177 \times 0,63^3 \times 32,2}{124 \times 1 \times 0,7^{0,2}}\right]^{0,5}$$

$= 0{,}0893\ lb/dt.ft^2$

maka supaya tidak terjadi floading diambil Superfacial Velocity

$G = 60\% \times G_f$

$= 60\% \times 0{,}0893\ lb/dt.ft^2$

$= 0{,}05358\ lb/dt.ft^2$

Luas Area:

Total area = Total massa/G

$$At = \frac{9613,8904 \times 2,2}{3600 \times 0,05358} = 109,65\ ft^2$$

$$Dt = \left[\frac{4 \times At}{3,14}\right]^{0,5} = \left[\frac{4 \times 109,65}{3,14}\right]^{0,5} = 11,8187 \text{ ft}$$

Diameter menara = 3,6047 m

7. Tinggi Transfer Unit

Luas penampang menara = 109,65 ft^2

Kecepatan massa persatuan luas:

$$\text{Fase cair (L')} = \frac{48044,9490 \text{ lb/jam}}{109,65 \text{ ft}^2} = 438,1664 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Fase gas (G')} = \frac{11501,8900 \text{ lb/jam}}{109,65 \text{ ft}^2} = 104,8964 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Tinggi transfer unit fase cair (HL):

Difusivitas fase cair:

$$DL = \frac{(1,173 \times 10^{-16})(te \times MB)^{0,5}(T)}{\mu_L . VA^{0,6}}$$

$$= \frac{(1,173 \times 10^{-16})(2,26 \times 1,05)^{0,5}(313)}{(0,0004)(0,0529)^{0,6}}$$

$= 8,2482 \times 10^{-9}$ m^2/dt

$= 3,1962 \times 10^{-4}$ ft^2/jam

Dari persamaan 9-35 Ludwig diperoleh korelasi HL:

$$HL = \varphi \left[\frac{L'}{\mu L}\right]^{je} \left[\frac{\mu_L}{\rho_L . DL}\right]^{0,5}$$

$$= 0,00182 \left[\frac{438,1664}{0,96763}\right]^{0,46} \left[\frac{0,96763}{62,4 \times 3,1962.10^{-4}}\right]^{0,5}$$

$= 0,2112$ ft

Tinggi transfer massa fase gas (HG):

Difusivitas fase gas:

$$DG = \frac{(1{,}013 \times 10^{-7})(T)^{1{,}75}(1/MA + 1/MB)^{0{,}5}}{(P)\left[(VA)^{1/3} + (VB)^{1/3}\right]^2}$$

$$= \frac{(1{,}013 \times 10^{-7})(313)^{1{,}75}(1/71 + 1/18)^{0{,}5}}{(1013250{,}0000)\left[(0{,}0015)^{1/3} + (0{,}0019)^{1/3}\right]^2}$$

$= 1{,}0852 \times 10^{-8}\ m^2/dt$

$= 4{,}2051 \times 10^{-4}\ ft^2/jam$

Dari persamaan 9-36 Ludwig diperoleh korelasi HG:

$$HG = \frac{\alpha \times G'^{\beta}}{L'^{n}}\left[\frac{\mu_G}{\rho_G . DG}\right]^{0{,}5}$$

$$= \frac{2{,}3200 \times (104{,}8964)^{0{,}45}}{(438{,}1664)^{0{,}47}}\left[\frac{0{,}00121}{0{,}9186 \times 0{,}000421}\right]^{0{,}5}$$

$= 1{,}9096$ ft

maka total tinggi transfer unit:

$Htog = HG + (m \times G/L).HL$

$= 1{,}9096 + (1{,}5 \times 9613{,}8904/52776{,}5765).0{,}2112$

$= 1{,}9673$ft

Tinggi tumpukan bahan isian:

$Z = Ntog \times Htog$

$= 9{,}7254 \times 1{,}9673$ ft

$= 19{,}1328$ ft

$= 5{,}8355$ m

8. Tinggi menara Absorber

Over design = 25%

Tinggi Bahan isian yang digunakan = 1.25 . 19,1328 ft

= 23,916 ft

Ruang kosong diatas bahan isian = 3 ft

Ruang kosong dibawah bahan isian = 6 ft

Tinggi total menara = 3 + 6 + 23,916 ft

= 33,916 ft

= 10,0394 m

9. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (P) = 14,696 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0.85

Faktor korosi = 0.125 in

Jari-jari tangki = 70,96 in

Tebal Shell:

$$t_{shell} = \frac{P \times r_i}{S \times e - 0{,}4P} + c$$

$$= \frac{14{,}696 \times 70{,}96}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}4(14{,}696)} + 0{,}125$$

= 0,1904 in

Dipakai tebal shell ¼ in

10. Menghitung tebal head

Bentuk head: Elliptical Dished Head

Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (P) = 14,696 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0.85

Faktor korosi = 0.125 in

Jari-jari tangki = 70,96 in

Tebal Head:

$$t_{head} = \frac{0,885 \times P \times D}{2 \times S \times e - 0,2P} + c$$

$$t_{head} = \frac{0,885 \times 14,696 \times 141,9170}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,2(14,696)} + 0,125$$

= 0,1829 in

Dipilih tebal head ¼ in

Neraca Panas Absorber

1. Umpan gas masuk Absorber

Suhu bahan = 40 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
CO	54,9792	658,7304	66598,2363
CO_2	81,7528	134,3152	20192,2353
COS	1,5260	149,3630	418,9333
CS_2	0,0004	164,3650	0,0986
DEA	0,0000	414,8999	0,0000
H_2O	0,0000	269,9250	0,0000
			87209,5035

2. Umpan pelarut masuk Absorber

Suhu bahan = 40 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
CO	0,0000	658,730469	0,000
CO_2	3,6238	134,315201	486,7314
COS	0,0000	149,363083	0,000
CS_2	0,0000	164,365005	0,000
DEA	2046,2217	414,899994	62373,8661
H_2O	150,3347	269,925018	552.326,4290
			615187,026

3. Cairan keluar Absorber

Suhu bahan = 40 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
CO	0,0000	658,7304	0,0000
CO_2	153,8081	134,31520	20658,7657
COS	0,0000	149,3630	0,0000
CS_2	0,0000	164,3650	0,0000
DEA	150,3347	414,8999	62373,8520
H_2O	50,1991	269,9250	552326,3920
			635359,01

4. Gas keluar Absorber

Suhu bahan = 40 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
CO	101,1009	658,7304	66598,2363
CO_2	0,1503	134,3152	20,1876
COS	2,8048	149,3630	418,9333
CS_2	0,0006	164,3650	0,0986
DEA	0,0000	414,8999	0,0000
H_2O	0,0000	269,9250	0,0000
			67037,4558

Masuk	Keluar
1. Panas dibawa umpan gas	1. Panas dibawa gas keluar
= 87209,5035 kcal/jam	= 67037,4558 kcal/jam
2. Panas dibawa umpan pelarut	2. Panas dibawa pelarut keluar
= 615187,026 kcal/jam	= 635359,0100 kcal/jam
= 702396,53 kcal/jam	= 702396,47 kcal/jam

LAMPIRAN C

STRIPPER (ST-01)

Tujuan : Memisahkan CO_2 dari campuran yang keluar dari bawah Absorber dengan kecepatan : 59384,6868 kg/jam

Tipe Alat : Menara bahan isian

Kondisi Operasi : T = 151 °C

P = 1 atm

11. Umpan masuk:

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
$(C_2H_5O)2NH$	150,3347	15785,1392
H_2O	2046,2217	36831,9914
CO_2	153,8081	6767,5561
Total	2350,3645	59384,6868

12. Komposisi cair keluar Stripper :

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
$(C_2H_5O)2NH$	150,3347	15785,1392
H_2O	2046,2217	36831,9914
CO_2	3,6238	159,4459
Total	2200,1802	52776,5765

13. Kebutuhan Steam :

Kebutuhan steam yang dibutuhkan tergantung grafik kesetimbangan sehingga diperoleh Jumlah steam minimum

Dari grafik kesetimbangan diperoleh gradient garis operasi minimum sebesar

$$m = \frac{L_s}{G_s min} = 1{,}2742$$

maka diperoleh

$$G_s min = \frac{L_s}{m}$$

$$= \frac{213{,}7050 \text{ kgmol/j}}{1{,}2742}$$

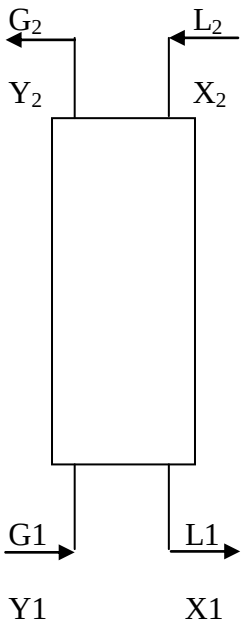
= 167,,711 kgmol/j

Diambil $G_s = 1{,}5 \, . G_s min$

= 1.5. 167,711 kgmol/j

= 251,5665 kgmol/j

14. Garis Operasi



Asumsi:

1. Menara stripper bekerja secara Adiabatis, artinya tidak ada panas masuk atau panas keluar dari Stripper
2. Kondisi operasi menara Stripper jauh dibawah titik didihnya sehingga jumlah penyerap yang menguap diabaikan

maka:

Input – Output = Accumulation

$(G_1.Y_1 + L_2.X_2) – (G_2.Y_2 + L_1.X_1) = 0$

Apabila: $G_1 = G_2 = G_S$

$L_1 = L_2 = L_S$

maka: $G_{S.}(Y_1 – Y_2) = L_{S.}(X_1 – X_2)$

dimana:

G_s = Total mol Inert gas

= 251,5665 Kgmol/j

L_s = Total mol penyerap

= 213,7050 Kgmol/j

Fraksi mol :

1. Fase Gas :

$$y1 = \frac{\text{Mol solut masuk}}{\text{Mol Gas}} = \frac{0{,}0000 \text{ Kgmol/j}}{251{,}5665 \text{ Kgmol/j}}$$

$$= 0{,}000000$$

$$y2 = \frac{\text{Mol Solut keluar}}{\text{Mol Gas}} = \frac{81{,}6710 \text{ Kgmol/j}}{333{,}2374 \text{ Kgmol/j}}$$

$$= 0{,}2450$$

Fase Cair

$$x1 = \frac{\text{Mol Solut keluar}}{\text{Mol Cairan}} = \frac{3{,}6238 \text{ Kgmol/j}}{2200{,}1802 \text{ Kgmol/j}}$$

$$= 0{,}00164$$

$$x2 = \frac{\text{Mol Solut Umpan}}{\text{Mol Cairan}} = \frac{153{,}8081\ \text{Kgmol/j}}{2350{,}3645\ \text{Kgmol/j}}$$

$$= 0{,}0654$$

$$Y2 = \frac{y2}{1 - y2}$$

$$= \frac{0{,}2450}{1-0{,}2450}$$

$$= 0{,}3245$$

Sehingga diperoleh garis operasi :

$$Y = \frac{L_s}{G_s}(X - X1) + Y1$$

$$Y = \frac{213{,}7050}{251{,}5665}(X - 0{,}00164) + 0{,}0000$$

Maka persamaan garis operasi :

$$\mathbf{Y = 0.8495.X - 0,0156668}$$

15. Persamaan garis kesetimbangan :

$$y' = (\frac{P_o}{P_t})x'$$

$$P_o CO2 = \text{Exp}\frac{x}{(-3{,}14.10^{-06}.(T)^2 + 0{,}00211.T - 0{,}3289))}$$

$$= 1065{,}3342\ \text{mmHg}$$

Maka :

$$y' = \frac{1065{,}3342}{836{,}0000}x'$$

$$= 1{,}2743\ x'$$

$$x' = \frac{y}{1{,}2743}$$

16. Jumlah Transfer Unit :

Dari persamaan 9-19 Ludwig hal 165. diperoleh

jumlah tansfer unit :

$$\text{NtOL} = \int_{x2}^{x1} \frac{dy}{x - x'} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 + x2}{1 + x1}$$

Bila bagian Intgral diselesaikan secara numeris dengan metode Simpson's Rule

Tabel perhitungan Simpson's Rule

No.	X	Y	X'	1/(X-X')		Simp's Rule
0	0,0184	0,0000	0,0000	54	x 1	54,2226
1	0,0566	0,0324	0,0253	31,9	x 4	127,5518
2	0,0948	0,0649	0,0502	22,4	x 2	44,8170
3	0,1330	0,0974	0,0748	17,2	x 4	68,6890
4	0,1713	0,1298	0,0991	13,9	x 2	27,7170
5	0,2095	0,1623	0,1230	11,6	x 4	46,2717
6	0,2477	0,1947	0,1467	9,9	x 2	19,7947
7	0,2859	0,2272	0,1700	8,6	x 4	34,4996
8	0,3241	0,2597	0,1930	7,8	x 2	15,2488
9	0,3623	0,2921	0,2157	6,8	x 4	27,2711
10	0,4006	0,3246	0,2381	6,2	x 1	6,1543
					ΣI	472,2306

$$\int_{x2}^{x1} \frac{dx}{x - x'} = \frac{Y}{3} \Sigma I = \frac{0{,}0382}{3} x\ 472{,}2306 = 6{,}016$$

Maka jumlah transfer unit :

$$\text{NtOL} = \int_{x2}^{x1} \frac{dx}{x - x'} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 + x2}{1 + x1}$$

$$= 6{,}016 + \frac{1}{2} \ln \frac{1+0{,}4006}{1+0{,}0184}$$

= 6,1753

17. Menentukan Diameter Menara :

BM rata-rata = 72,9610

$$\text{Densitas gas} = \frac{\text{P. BMrat}}{82{,}06.\text{T}}$$

$$= \frac{1{,}10.18{,}00}{82{,}06.424}$$

= 0,0005 kg/lt

= 0,0312 lb/cuft

Densitas Cair = 49,9200 lb/cuft

Kecepatan uap = 4528,194 Kg/jam

Kecepatan Cair = 59384,6868 Kg/jam

Liquid-Vapor Factor :

$$F_{LV} = \frac{L}{V}\left[\frac{\rho_V}{\rho_L}\right]^{0,5} = \frac{59384{,}6868}{4528{,}194}\left[\frac{0{,}0312}{49{,}9200}\right]^{0,5} = 0{,}3278$$

Dari Fig. 9-11D Ludwig, untuk bahan isian Raschig's ring

Ukuran = 0,25 in

Surface area = 212 ft^2/ft^3

Free space = 0,55

Diperoleh ordinat grafik = 0,24

Maximum Superfacial Velocity terjadi pada keadaan Floading maka:

$$G_f = \left[\frac{kv \times \rho_L \times \rho_V \times \varepsilon^3 \times gc}{a \times \emptyset \times \mu^{0,2}}\right]^{0,5}$$

$$= \left[\frac{0{,}24 \times 49{,}9200 \times 0{,}0312 \times (0{,}55)^3 \times 32{,}2}{212 \times 1 \times (0{,}7000)^{0,2}}\right]^{0,5}$$

= 0,0439 $lb/dt.ft^2$

maka supaya tidak terjadi floading diambil Superfacial Velocity

$G = 70\% \times G_f$

$= 70\% \times 0{,}0439 \text{ lb/dt.ft}^2$

$= 0{,}0307 \text{ lb/dt.ft}^2$

Luas Area:

Total area = Total massa/G

$At = \frac{4528{,}194 \times 2{,}2}{3600 \times 0{,}0307} = 90{,}1377 \text{ ft}^2$

$Dt = \left[\frac{4 \times At}{3{,}14}\right]^{0{,}5} = \left[\frac{4 \times 90{,}1377}{3{,}14}\right]^{0{,}5} = 10{,}7156 \text{ ft}$

Diameter menara = 3,2682 m

18. Tinggi Transfer Unit

Luas penampang menara = 90,1377 ft^2

Kecepatan massa persatuan luas:

Fase cair (L') = $\frac{130646{,}3110 \text{ lb/jam}}{90{,}1377 \text{ ft}^2} = 1449{,}4080 \text{ lb/jam.ft}^2$

Fase gas (G') = $\frac{9056{,}3940 \text{ lb/jam}}{90{,}1377 \text{ ft}^2} = 100{,}4728 \text{ lb/jam.ft}^2$

Tinggi transfer unit fase cair (HL):

Dari persamaan 9-35 di Ludwig diperoleh korelasi HL :

$HL = \varphi \left[\frac{L'}{\mu L}\right]^{je} \left[\frac{\mu_L}{\rho_L . DL}\right]^{0{,}5}$

$= 0{,}00182 \left[\frac{1449{,}4080}{1{,}694}\right]^{0{,}46} \left[\frac{1{,}694}{49{,}920 \times 0{,}000010}\right]^{0{,}5}$

$= 2{,}3672 \text{ ft}$

Tinggi transfer massa fase gas (HG):

Dari persamaan 9-36 Ludwig diperoleh korelasi HG:

$HG = \frac{\propto \times G'^{\beta}}{L'^{n}} \left[\frac{\mu_G}{\rho_G . DG}\right]^{0{,}5}$

$$= \frac{2{,}320 \times (100{,}4728)^{0{,}45}}{(1449{,}4080)^{0{,}47}} \left[\frac{0{,}01210}{0{,}02172 \times 0{,}000123}\right]^{0{,}5}$$

= 40,6125 ft

maka total tinggi transfer unit:

Htol = HL + (L/mG).HG

= 2,3672 + (59384,6868/(1,5.4528,194)).40,6125

= 4,127 ft

Tinggi tumpukan bahan isian:

Z = Ntol × Htol

= 6,175 × 4,127 ft

= 25,487 ft

= 7,768 m

19. Tinggi menara Stripper

Over design = 25%

Tinggi Bahan isian yang digunakan = 1,25 . 25,487 ft

= 31,858 ft

Ruang kosong diatas bahan isian = 3 ft

Ruang kosong dibawah bahan isian = 6 ft

Tinggi total menara = 3 + 6 + 31,858 ft

= 40,86 ft

= 12,45 m

20. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (P) = 16,17 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari-jari tangki = 64,33 in

Tebal Shell:

$$t_{shell} = \frac{P \times r_i}{S \times e - 0{,}4P} + c$$

$$= \frac{16{,}17 \times 64{,}33}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}4(16{,}17)} + 0{,}125$$

= 0,190 in

Dipakai tebal shell ¼ in

21. Menghitung tebal head

Bentuk head: Elliptical Dished Head

Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (P) = 16,17 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari-jari tangki = 46,45 in

Tebal Head:

$$t_{head} = \frac{0{,}885 \times P \times D}{2 \times S \times e - 0{,}2P} + c$$

$$t_{head} = \frac{0{,}885 \times 16{,}17 \times 128{,}6690}{2 \times 18750 \times 0{,}85 - 0{,}2(16{,}17)} + 0{,}125$$

= 0,1827 in

Dipilih tebal head ¼ in

Neraca Panas Absorber

5. Enthalpi Umpan masuk STRIPPER fase cair :

Suhu bahan = 151 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
DEA	150,3347	3381,4350	552883,500
H_2O	2046,2217	941,4860	47261,738
CO_2	153,8081	1158,9320	99218,820
Steam	0.0000	2198,0549	0.0000
			699364,063

6. Entalpi Steam masuk STRIPPER :

Suhu bahan = 160 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
DEA	0,0000	3734,1000	0,0000
H_2O	0,0000	1039,7224	0,0000
CO_2	0,0000	1287,6273	0,0000
Steam	251,566	2427,3000	610626,938
			610626,938

7. Enthalpi Cairan keluar STRIPPER :

Suhu bahan = 160 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
DEA	150,3347	3536,3945	578220,250
H_2O	2046,2217	984,6470	49428,375
CO_2	3,6238	1215,3127	4789,852

Steam	0,0000	2298,7841	0,0000
			632438,500

8. Enthalpi Gas keluar STRIPPER

Suhu bahan = 160 ℃

Suhu referensi = 25 ℃

Komponen	m (kgmol/jam)	Cp.dT	Q (kcal/jam)
DEA	0,0000	3536,3945	0,0000
H_2O	0,0000	984,6470	0,0000
CO_2	81,6710	1215,3127	99255,852
Steam	251,566	2298,7841	578296,688
			677552,563

Masuk	Keluar
3. Enthalpi Umpan stripper	1. Enthalpi hasil bawah fase
Pada suhu 151°C	cair pada suhu 160 °C
= 699364,063 Kcal/jam	= 632438,500 Kcal/jam
4. Panas dibawa umpan pelarut	2. Panas dibawa pelarut kelu
Agent pada suhu 160° C	pada suhu 160 °C
= 610626,938 Kcal/jam	= 677552,563 Kcal/jam
= 1309991,000 Kcal/jam	= 1309991,000 Kcal/jam