

**PRARANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI METANA DAN
SULFUR KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Aulia Nur Rahma (1900020007)

Khaulah Aqilah Sanaba (1900020060)

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI METANA DAN
SULFUR KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Aulia Nur Rahma (1900020007)

Khaulah Aqilah Sanaba (1900020060)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi S1 Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

Dosen Pembimbing



(Lukhi Mulia Shitophyta, S.T., M.T.)

HALAMAN PENGESAHAN

**SKRIPSI
JUDUL SKRIPSI**

Disusun oleh:

Aulia Nur Rahma (1900020007)

Khaulah Aqilah Sanaba (1900020060)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 26 Januari 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Lukhi Mulia Shitophyta, S. T., M. T. _____
Anggota : 1. Aster Rahayu, S. Si., M. Si., Ph. D. _____
2. Gita Indah Budiari, S. T., M. T. _____

Dekan

**Fakultas Teknologi Industri
Universitas Ahmad Dahlan**



Prof. Ir. Sunardi, S.T., M.T., Ph.D.

NIPM. 197405212000021110862028

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : 1. Aulia Nur Rahma (1900020007)

2. Khaulah Aqilah Sanaba (1900020060)

Program Studi : S1 Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul **PRARANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI METANA DAN SULFUR KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN** benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, 17 Januari 2024

Yang membuat pernyataan



(Aulia Nur Rahma)



(Khaulah Aqilah Sanaba)

Mengetahui,

Dosen Pembimbing



(Lukhi Mulia Shitophyta, S.T., M.T)

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : 1. Aulia Nur Rahma (1900020007)

2. Khaulah Aqilah Sanaba (1900020060)

Email : 1. aulia1900020007@webmail.uad.ac.id

2. khaulah1900020060@webmail.uad.ac.id

Program Studi : S1 Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Judul Tugas Akhir : **PRARANCANGAN PABRIK KARBO DISULFIDA
DARI METANA DAN SULFUR KAPASITAS 60.000
TON/TAHUN**

Dengan ini menyatakan hak sepenuhnya kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut :

Saya (~~tidak mengizinkan~~ **mengizinkan**) Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan. Demikian pernyataan saya buat dengan sebenarnya.

Yogyakarta, 17 Januari 2024

Yang membuat pernyataan



(Aulia Nur Rahma)



(Khaulah Aqilah Sanaba)

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya kepada kita semua, tak lupa pula shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyusun dan menyelesaikan naskah skripsi dengan judul “Prarancangan Pabrik Karbon Disulfida dari Metana dan Sulfur Kapasitas 60.000 Ton/Tahun”.

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak prof. Dr. Muchlas, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Bapak Prof. Ir. Sunardi, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan.
3. Bapak Agus Aktawan, S. T., M. Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Ibu Lukhi Mulia Shitophyta, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing atas bimbingan, saran dan motivasinya.
5. Kedua orangtua, Abang/Kakak dan seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2019 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini. Akhir kata penyusun berharap Laporan Skripsi ini bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya dan bagi pembaca serta semua pihak pada umumnya.

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS I



Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur kepada Allah Subhaanahu Wata'ala yang telah melimpahkan segala rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran dalam menyusun skripsi ini hingga selesai. Shalawat serta salam senantiasa tercurah kepada junjungan kita, Nabi Muhammad Shallallahu 'Alaihi Wa Sallam beserta keluarga, sahabat, dan juga umatnya.

Sebagai tanda bakti, hormat, dan sayang, saya persembahkan tugas akhir ini kepada kedua orang tua saya tercinta yang selalu menjadi penyemangat saya dan alasan saya menyelesaikan skripsi ini, Bapak Ridwan dan Ibu Nur'Ain B.Lagandja yang selalu memberikan do'a, dukungan, serta kasih sayang yang tak terhingga dan tidak mungkin dapat saya balas sampai kapan pun. Semoga Allah SWT senantiasa melindungi, menjaga, melimpahkan Rahmat-Nya, dan memberikan umur yang panjang kepada papa dan mama. Teruntuk kedua kakak saya Nur Iqra Sari dan Annisa Husna Ridwan terima kasih telah memberikan support, kasih sayang, dan dukungan sehingga saya dapat menyelesaikan tugas ini. Semoga Allah Subhaanahu Wata'ala senantiasa menjaga, melindungi, dan melimpahkan karunia-Nya kepada keluarga saya. Aamiin...

Kepada Ibu Lukhi Mulia Shitophyta, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing tugas akhir saya. Terima kasih atas bimbingan ilmu, nasehat, saran, motivasi, dan dukungan yang telah diberikan. Semoga segala kebaikan Ibu menjadikan amal jariyah.

Tak lupa ku ucapkan terima kasih kepada partner seperjuangan saya mulai dari penelitian, kerja praktek hingga skripsi (Khaulah Aqilah Sanaba) yang telah berjuang bersama hingga kita bisa memperoleh gelar. Terima kasih juga saya ucapkan kepada teman seperjuangan semasa kuliah Mar'atu, Anggraini, Suci, Lara, Firda, Lindi, Lia, serta teman creepyck saya.

Akhir kata saya ucapkan terima kasih untuk semua pihak yang telah membantu, menyemangati maupun memberi dukungan kepada saya dalam menyelesaikan skripsi ini, yang tidak dapat saya sebutkan satu-persatu. Semoga Allah Allah Subhaanahu Wata'ala senantiasa memberikan rahmat dan karunia-Nya kepada kita semua. Aamiin Ya Rabbal 'Alamin...

PENULIS II



Alhamdulillah Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT. Yang telah memberikan nikmat yang sangat luar biasa berupa kesehatan, keselamatan, kekuatan, serta meridhoi saya dalam mencari ilmu pengetahuan. Atas karuni kemudahan yang engkau berikan akhirnya terselesaikannya Skripsi ini dengan lancar. Sholawat serta salam selalu tercurah limpahkan kepada baginda Rasulullah Muhammad SAW.

Tiada lembar yang paling indah dalam laporan Skripsi ini kecuali lembar persembahkan, sebagai ucapan terima kasih saya persembahkan teruntuk orang-orang hebat yang selalu menjadi penyemangat, menjadi alasan kuat sehingga bertahan sampai dengan titik ini. Dua orang paling berjasa dalam hidup saya, Ibu Manawia dan Bapak Syarfuddin Sanaba selaku Ummi dan Abi saya. Terima kasih atas kepercayaan yang telah diberikan izin kepada saya untuk merantau serta pengorbanan, cinta, doa, motivasi, semangat, nasihat dan juga tanpa lelah mendukung segala keputusan dan pilihan dalam hidup saya, semoga Allah SWT. Selalu menjaga kalian dengan kebaikan dan kesehatan aamiin. Kepada cinta kasih nenek saya Nourma Hamid, Tante saya Aisya setra adik-adik saya, Nuha, Koko, Jida dan Vana. Terima kasih karena selalu mendukung dan menjadi salah satu alasan kuat saya untuk menyelesaikan studi ini.

Kepada seluruh dosen Teknik Kimia UAD terima kasih karena telah membimbing saya selama menempuh pendidikan S1 di Teknik Kimia. Serta terima kasih kepada Ibu Rachma Tia Evitasari sebagai dosen pembimbing akademik saya, serta Ibu Lukhi Mulia Shitophyta sebagai dosen pembimbing skripsi saya.

Kepada partner saya Aulia Nur Rahma terima kasih telah berjuang bersama, kebersamaan dalam menyelesaikan penelitian, kerja praktek serta penyelesaian tugas skripsi ini. Semoga selalu dipermudah dalam setiap proses perjalanan kedepan.

Kepada sahabat-sahabat Rich Onty saya Agr, Lara, Uci, Firda, Lindi, Mar'atu dan Lia terima kasih sudah kebersamaan, berproses menjadi dewasa bersama, selalu mendukung saya, menyayangi serta menjaga saya selama dikota rantau selama hampir empat tahun ini, semoga kalian selalu diberikan kesehatan dan kesuksesan dimanapun kalian berada. Kepada sahabat-sahabat saya yang selalu menjadi tempat paling nyaman untuk berkeluh kesah Sahabat Surga saya (Ayu, Ebel, Adel, Alia, Opi, Lany, Nanda), juga kepada firsya, Ila, fira, Alya, Ilami, Arso, Arrio dan keluarga baru saya KMPR tersayang terima kasih karena selalu mendukung saya dari dekat maupun dari kejauhan dan selalu mendoakan saya semoga kalian semua diberi kesehatan dan perlindungan dari Allah Swt.

Terakhir untuk diri saya sendiri, Khaulah Aqilah Sanaba terima kasih sudah mau bertahan sejauh ini, terima kasih sudah mau diajak berjalan dengan sabar, serta tidak menyerah dalam menyelesaikan tugas Skripsi ini. Maaf jika sering kali mengabaikan makan dan kesehatanmu. Semoga tetap rendah hati, karena ini awal dari semuanya.

HALAMAN MOTTO

PENULIS I

“Cukuplah Allah (menjadi penolong) bagi kami dan dia sebaik-baik pelindung”

(QS. Ali- Imran : 173)

“Jika kamu tidak sanggup menahan lelahnya belajar, maka kamu harus sanggup menahan perihnya kebodohan.”

(Imam Syafi’I Rahimahullah)

“Give up when you’re done not tired”

“Jaga sholat walaupun kamu bukan orang baik”

“Tetap berjuang karena semuanya pasti berlalu”

“Harus sukses dunia dan akhirat karena banyak hal yang telah ayah dan ibumu korbankan hanya untuk membukakan jalan kesuksesanmu”

(Aulia Nur Rahma)

PENULIS II

“Tidak ada mimpi yang terlalu tinggi. Tak ada mimpi yang patut untuk di remehkan. Lambungkan setinggi yang kau inginkan dan gapailah dengan selaknya yang kau harapkan”

(Maudy Ayunda)

“You’re doing fine, sometimes you’re doing better, sometimes you’re doing worse, but at the end it’s you. Feel your growth and just love yourself.”

(Marklee)

“Cukuplah bagi kami Allah, sebaik-baiknya pelindung dan sebaik-baiknya penolong kami”

(HR. Bukhari no. 4563)

“Rasa khawatir yang berlebihan terhadap masa depanmu adalah sikap berburuk sangka terhadap Allah ta’ala”

(Syekh Abdul Qadir Al-Jailani)

“Boleh jadi kamu membenci sesuatu, padahal ia amat baik bagimu. Dan boleh jadi (pula) kamu menyukai sesuatu, padahal ia amat buruk bagimu; Allah mengetahui, sedang kamu tidak mengetahui”

(QS. Al-Baqarah: 216)

“Hidup itu semudah memilih pilihan berpahala, dan mensyukuri sisanya”

(Khaulah Aqilah Sanaba)

DAFTAR ISI

PRARANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI METANA DAN SULFUR KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN.....	i
HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI	iv
PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES	v
KATA PENGANTAR.....	vi
HALAMAN PERSEMBAHAN	vii
HALAMAN MOTTO	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR.....	xix
DAFTAR LAMBANG	xx
ABSTRAK	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	1
I.2.1 Data Ekspor Impor	2
I.2.2 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri.....	3
I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik	4
I.4. Tinjauan Pustaka	6
I.4.1 Dasar Reaksi.....	7
I.4.2 Mekanisme Reaksi	7
I.4.3 Pemilihan Proses	8
I.4.4 Tinjauan Kinetika.....	11
I.4.5 Tinjauan Termodinamika	12
BAB II URAIAN PROSES.....	15
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	15

II.2.	Tahap Reaksi.....	15
II.3.	Tahap Pemisahan dan Pemurnian	15
II.4.	Diagram Alir Kualitatif.....	16
BAB III SPESIFIKASI BAHAN		18
III.1.	Spesifikasi Bahan Baku.....	18
III.2.	Spesifikasi Bahan Pembantu	19
III.3.	Spesifikasi Produk.....	20
BAB IV NERACA MASSA.....		23
IV.1.	Neraca Massa Alat	23
IV.1.1	Neraca Massa Reaktor Furnace.....	23
IV.1.2	Neraca Massa <i>Melter</i>	23
IV.1.3	Neraca Massa Separator.....	23
IV.1.4	Neraca Massa Absorber	24
IV.1.5	Neraca Massa <i>Stripper</i>	24
IV.1.6	Neraca Massa <i>Mixer</i>	24
IV.2.	Neraca Massa Total.....	25
BAB V NERACA PANAS		27
V.1.	Neraca Panas Alat	27
V.1.1	Neraca Reaktor Furnace.....	27
V.1.2	Neraca Panas <i>Melter</i>	27
V.1.3	Neraca Panas Separator.....	27
V.1.4	Neraca Panas Absorber	28
V.1.5	Neraca Panas <i>Mixer</i>	28
V.1.6	Neraca Panas <i>Stripper</i>	28
V.1.7	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	28
V.1.8	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	29
V.1.9	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	29
V.1.10	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-04).....	29
V.1.11	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-05).....	29
V.1.12	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01).....	30
V.1.13	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE -02).....	30

V.1.14	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE -03).....	30
V.1.15	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE -04).....	30
V.1.16	Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-01).....	31
V.1.17	Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-02).....	31
V.1.18	Neraca Panas <i>Reboiler</i> (RB-01).....	31
BAB VI SPESIFIKASI ALAT		32
VI.1.	Tangki Penyimpanan.....	32
VI.2.	<i>Melter</i>	33
VI.3.	<i>Reaktor Furnace</i>	33
VI.4.	Separator.....	34
VI.5.	Absorber	34
VI.6.	<i>Mixer</i>	35
VI.7.	<i>Stripper</i>	35
VI.8.	<i>Silo</i>	36
VI.9.	<i>Belt Conveyor</i>	37
VI.10.	<i>Bucket Elevator</i>	37
VI.11.	<i>Cooler</i>	38
VI.12.	<i>Expansion Valve</i>	40
VI.13.	Heat Exchanger	40
VI.14.	<i>Condensor</i>	41
VI.15.	Accumulator.....	42
VI.16.	<i>Reboiler</i>	42
VI.17.	Pompa.....	44
BAB VII UTILITAS		48
VII.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	48
VII.1.1	Unit Penyediaan Air.....	48
VII.1.2	Unit Pengolahan Air.....	50
VII.1.3	Kebutuhan Air.....	66
VII.2.	Unit Pembangkit Steam.....	67
VII.3.	Unit Pembangkit Listrik.....	68
VII.4.	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	72

VII.5.	Unit Penyedia Udara Tekan	73
VII.6.	Unit Pengolahan Limbah.....	74
VII.6.1	Pengolahan Limbah Cair.....	74
VII.6.2	Pengolahan Limbah Padat.....	75
VII.6.3	Pengolahan Limbah Gas.....	75
VII.7.	Laboratorium.....	76
BAB VIII LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....		78
VIII.1.	Lokasi Pabrik.....	78
VIII.1.1	Sumber Bahan Baku.....	78
VIII.1.2	Utilitas	78
VIII.1.3	Keadaan iklim	79
VIII.1.4	Transportasi.....	79
VIII.1.5	Pemasaran Produk.....	79
VIII.1.6	Tenaga Kerja	79
VIII.2.	Layout Pabrik	80
VIII.3.	Layout Peralatan.....	82
BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....		85
IX.1.	Organisasi Perusahaan.....	85
IX.2.	Struktur Organisasi.....	85
IX.3.	Tugas dan Wewenang	86
IX.3.1	Dewan Komisaris	86
IX.3.2	Direktur	86
IX.3.3	Kepala Bagian	87
IX.4.	Pembagian Jam Kerja.....	89
IX.4.1	Karyawan Non Shift.....	89
IX.4.2	Karyawan Shift.....	89
IX.5.	Perincian Tugas dan Keahlian.....	90
IX.6.	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	91
IX.6.1	Sistem Kepegawaian	91
IX.6.2	Sistem Gaji.....	92
IX.7.	Kesejahteraan Sosial Karyawan	93

IX.7.1	Tunjangan.....	93
IX.7.2	Pakaian Kerja	93
IX.8.	Manajemen Perusahaan.....	94
BAB X EVALUASI EKONOMI.....		95
X.1.	Dasar Perhitungan	95
X.2.	Perhitungan Capital Investment	99
X.2.1	Capital Investment.....	99
X.2.2	Manufacturing Cost.....	101
X.2.3	General Expense.....	102
X.3.	Analisis Kelayakan.....	102
X.3.1	Analisa Keuntungan	104
X.3.2	Hasil Kelayakan Ekonomi.....	104
BAB XI KESIMPULAN.....		107
DAFTAR PUSTAKA		108
LAMPIRAN A.....		110
LAMPIRAN B.....		119

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Impor Karbon disulfida di Indonesia	2
Tabel I. 2 Pabrik Karbon Disulfida di dunia	3
Tabel I. 3 Negara-negara ASEAN yang mengimpor karbon disulfida	4
Tabel I. 4 Perbandingan Proses Pembuatan Karbon Disulfida	11
Tabel I. 5 Harga (ΔH_{fo}) dan (ΔG_{fo}) pada setiap komponen	12
Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan Baku	19
Tabel III. 2 Sifat Fisis Bahan Pembantu	20
Tabel III. 3 Sifat fisis <i>karbon disulfida</i>	20
Tabel III. 4 Sifat fisis <i>hidrogen sulfida</i>	22
Tabel IV. 1 Neraca Massa <i>Reaktor Furnace</i>	23
Tabel IV. 2 Neraca Massa <i>Melter</i>	23
Tabel IV. 3 Neraca Massa Separator	23
Tabel IV. 4 Neraca Massa Absorber	24
Tabel IV. 5 Neraca Massa <i>Stripper</i>	24
Tabel IV. 6 Neraca Massa <i>Mixer</i>	24
Tabel V. 1 Neraca Panas <i>Reaktor Furnace</i>	27
Tabel V. 2 Neraca Panas <i>Melter</i>	27
Tabel V. 3 Neraca Panas Separator	27
Tabel V. 4 Neraca Panas Absorber	28
Tabel V. 5 Neraca Panas <i>Mixer</i>	28
Tabel V. 6 Neraca Panas <i>Stripper</i>	28
Tabel V. 7 Neraca Panas <i>Cooler 1</i>	28
Tabel V. 8 Neraca Panas <i>Cooler 2</i>	29
Tabel V. 9 Neraca Panas <i>Cooler 3</i>	29
Tabel V. 10 Neraca Panas <i>Cooler 4</i>	29
Tabel V. 11 Neraca Panas <i>Cooler 5</i>	29
Tabel V. 12 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 1</i>	30
Tabel V. 13 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 2</i>	30

Tabel V. 14 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 3	30
Tabel V. 15 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 4	30
Tabel V. 16 Neraca Panas <i>Condensor</i> 1.....	31
Tabel V. 17 Neraca Panas <i>Condensor</i> 2.....	31
Tabel V. 18 Neraca Panas Reboiler	31
Tabel VI. 1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan	32
Tabel VI. 2 Spesifikasi Alat <i>Cooler Shell and Tube</i>	38
Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat <i>Cooler Double Pipe</i>	39
Tabel VI. 4 Spesifikasi Alat Expansion valve	40
Tabel VI. 5 Spesifikasi Alat <i>Heat Exchanger</i>	40
Tabel VI. 6 Spesifikasi Alat Condensor.....	41
Tabel VI. 7 Spesifikasi Alat Pompa.....	44
Tabel VII. 1 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal	54
Tabel VII. 2 Spesifikasi Premix Tank.....	54
Tabel VII. 3 Spesifikasi CLarifier.....	55
Tabel VII. 4 Spesifikasi Sand Filter.....	56
Tabel VII. 5 Spesifikasi Bak Penampunga Awal.....	56
Tabel VII. 6 Spesifikasi Tangki Klorinator.....	57
Tabel VII. 7 Spesifikasi Bak Distribusi	58
Tabel VII. 8 Spesifikasi Cooling Tower	58
Tabel VII. 9 Spesifikasi Bak Air Pendingin.....	59
Tabel VII. 10 Spesifikasi Kation Exchanger.....	59
Tabel VII. 11 Spesifikasi Anion Exchanger	60
Tabel VII. 12 Spesifikasi Deaerator.....	60
Tabel VII. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	61
Tabel VII. 14 Kebutuhan Air Pembangkit Steam	66
Tabel VII. 15 Kebutuhan Air Proses.....	66
Tabel VII. 16 Kebutuhan Air Kantor	67
Tabel VII. 17 Total Kebutuhan Air Ur Unit Utilitas.....	67
Tabel VII. 18 Spesifikasi Boiler.....	68
Tabel VII. 19 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	69

Tabel VII. 20 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	70
Tabel VII. 21 Kebutuhan Listrik Lain-Lain.....	71
Tabel VII. 22 Spesifikasi Generator.....	72
Tabel VII. 23 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar	72
Tabel VII. 24 Spesifikasi Unit Udara Tekan.....	73
Tabel VII. 25 Spesifikasi Tangki Udara Tekan	73
Tabel VIII. 1 Perincian Penggunaan Luas Tanah	81
Tabel X. 1 Indeks Harga	96
Tabel X. 2 Daftar Harga Alat.....	98
Tabel X. 3 Fixed Capital Investment	100
Tabel X. 4 Working Capital Investment	100
Tabel X. 5 Manufacturing Cost.....	101
Tabel X. 6 General Expense.....	102
Tabel A. 1 Neraca Massa Reaktor Furnace.....	111
Tabel A. 2 Komposisi LNG	115
Tabel A. 3 Reaksi Pembakaran	115
Tabel A. 4 Panas Reaksi.....	117
Tabel B. 1 Neraca Massa Absorber.....	119
Tabel B. 2 Densitas Gas Umpan Absorber	120
Tabel B. 3 Viskositas Gas Umpan absorber	120
Tabel B. 4 Densitas Gas Keluar Absorber	120
Tabel B. 5 Viskositas Gas Keluar absorber	121
Tabel B. 6 Densitas Cairan Umpan Absorber.....	121
Tabel B. 7 Viskositas Cairan Umpan Absorber	121
Tabel B. 8 Densitas Cairan Keluar Absorber.....	122
Tabel B. 9 Viskositas Cairan Keluar Absorber.....	122
Tabel B. 10 <i>Liquid Vapour Floe Factor</i>	122
Tabel B. 11 <i>Contribution to Sugdens's Paractor</i>	124
Tabel B. 12 Neraca Panas Absorber	131

DAFTAR GAMBAR

Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif	17
Gambar IV. 1 Diagram Alir Kuantitatif.....	26
Gambar VII. 1 Diagram alir pengolahan air	65
Gambar VII. 2 Diagram Alir Pengolahan Limbah.....	76
Gambar VIII. 1 Rencana Lokasi Pembangunan Pabrik Karbon Disulfida	78
Gambar VIII. 2 Tata Letak Pabrik Karbon Disulfida	82
Gambar VIII. 3 Tata Letak Alat Proses	84
Gambar IX. 1 Struktur Organisasi	86
Gambar X. 1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga	97
Gambar X. 2 Grafik Hubungan Antara Kapasitas Produksi dan Biaya	106
Gambar A. 1 Reaktor Furnace	110
Gambar B. 1 Desain Absorber	119

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan panas, ft^2 , in^2 , m^2
AB	= Absorber
ACC	= <i>Accumulator</i>
BC	= Belt Conveyor
BE	= Bucket Elevator
BEP	= <i>Break Even Point</i>
BM	= Berat molekul, kg/kmol
C	= Faktor korosi, in
CA	= Konsentrasi zat A, kmol/L
CA0	= Konsentrasi zat A mula-mula, kmol/L
CD	= Condensor
CL	= <i>Cooler</i>
Cp	= Kapasitas panas, $\text{Btu/lb.}^\circ\text{F}$, $\text{kkal/kg.}^\circ\text{C}$
D	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
Ea	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
Eb	= Harga alat dengan kapasitas dicari
Ex	= Harga alat untuk tahun x
Ey	= Harga alat untuk tahun y
EV	= <i>Expansion valve</i>
f	= Allowable stress
f	= Faktor friksi
Fa	= <i>Fixed Cost</i>
FC	= <i>Flow Control</i>
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
FV	= Kecepatan volumetrik, m^3/jam , L/jam
gc	= Gravitasi, m^2/s
GE	= <i>General Expense</i>
HE	= Heat Exchanger
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, $\text{Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$
hio	= Koefisien perpindahan panas, $\text{Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$
ID	= Diameter dalam, in
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= <i>Level Control</i>
LI	= <i>Level Indikator</i>
M	= Massa, kg/jam

M	= Mixer
MT	= Melter
N	= Jumlah pengaduk
N	= Kecepatan putaran pengadukan, rpm, rps, rph
NRE	= Reynold Number
N _x	= Nilai indeks tahun x
N _y	= Nilai indeks tahun y
OD	= Diameter luar, in, ft
P	= Tekanan, atm, bar
P	= Pompa
PC	= <i>Pressure Control</i>
PEC	= <i>Purchased Equipment Cost</i>
POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/jam, kkal/jam, kJ/jam
r	= Jari-jari, in, ft, m
R _a	= <i>Regulated Cost</i>
RC	= <i>Ratio Control</i>
RF	= <i>Reaktor Furnace</i>
ROI	= <i>Return of Investment</i>
S	= Silo
S _a	= <i>Sales Cost</i>
Sch	= <i>Schedule</i>
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
SP	= Separator
ST	= <i>Stripper</i>
T	= Suhu, °C, °F, K
T	= Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding head, in
ts	= Tebal dinding shell, in
WC	= Working Capital
WC	= <i>Weight Control</i>
X	= Konversi
Z _l	= Tinggi cairan, in, m, ft
ΔP	= Pressure drop, psi
ΔT	= Beda suhu
η	= <i>Efficiency</i>
ρ	= Densitas, kg/m ³
Σ	= Jumlah
μ	= Viskositas, cP

ABSTRAK

Karbon disulfida adalah salah satu zat kimia yang tidak memiliki warna, namun ketika terkena cahaya matahari akan berwarna kekuning-kuningan. Karbon disulfida dibutuhkan di berbagai industri dengan jumlah yang sangat banyak. Contoh industri yang sangat membutuhkan karbon disulfida yaitu industri rayon, industri karet, sebagai pelarut, sebagai bahan baku pembuatan fungisida, *flotation agent* untuk karet, dan bahan insektisida. Pabrik karbon disulfida dengan kapasitas 60.000 ton/tahun akan didirikan di Balikpapan Provinsi Kalimantan Timur.

Proses pembuatan karbon disulfida dari metana dan sulfur dibagi menjadi tiga tahapan, yaitu persiapan bahan baku, reaksi, dan pemurnian. Pada tahap persiapan bahan baku terdapat beberapa bahan yang harus disiapkan seperti metana, sulfur, air proses, dimethyl sulfoxide sebagai solven, gas nitrogen sebagai solvent, dan gas oksigen. Tahapan reaksi akan terjadi reaksi antara gas metana dan sulfur cair pada suhu 600°C dengan tekanan 5 atm di dalam reaktor furnace. Tahap pemurnian dilakukan ketika hasil reaksi yang keluar dari reaktor harus melewati alat absorber terlebih dahulu untuk menghilangkan kandungan hidrogen sulfida, kemudian dilanjutkan menuju stripper untuk dipisahkan dari solvent, hingga dapat ditampung di tangki penyimpanan.

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, sifat bahan baku, dan produk utama maka pabrik karbon disulfida dengan kapasitas 60.000 ton/tahun termasuk pabrik beresiko tinggi. Hasil analisis ekonomi terhadap perancangan pabrik karbon disulfida ini diperoleh *Percent Return of Investment (ROI)* sebelum pajak 45,05% dan setelah pajak 31,57%. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak 1,82 tahun dan setelah pajak 2,41 tahun. *Break Even Point (BEP)* sebesar 44,40% dan *Shut Down Point (SDP)* sebesar 27,25% serta *Discounted Cash Flow Rate Return (DCFRR)* sebesar 62,57%. Berdasarkan perhitungan ekonomi maka disimpulkan pabrik karbon disulfida ini dapat dipertimbangkan untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Sebagai negara berkembang, Indonesia menjadi salah satu negara yang memiliki tingkat pertumbuhan industri yang sangat pesat. Hal tersebut dibuktikan dengan semakin banyak bermunculan produk yang dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri ataupun produk untuk luar negeri (ekspor). Sektor industri terkhususnya industri kimia adalah salah satu yang menjadikan negara Indonesia semakin berkembang. Karbon disulfida menjadi salah satu yang banyak dibutuhkan dalam industri.

Karbon disulfida adalah salah satu zat kimia yang tidak memiliki warna, namun ketika terkena cahaya matahari akan berwarna kekuning-kuningan. Karbon disulfida dibutuhkan di berbagai industri dengan jumlah yang sangat banyak, contoh industri yang sangat membutuhkan karbon disulfida yaitu industri rayon, industri karet, sebagai pelarut, sebagai bahan baku pembuatan fungisida, *flotation agent* untuk karet, serta bahan insektisida (Othmer, 1998).

Proyek kebutuhan karbon disulfida di Indonesia semakin meningkat seiring dengan peningkatan pertumbuhan industri yang menggunakan karbon disulfida sebagai bahan baku dalam proses produksinya. Oleh karena itu, pendirian pabrik karbon disulfida ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan karbon disulfida di Indonesia dan dapat memacu tumbuh dan berkembangnya industri lain yang menggunakan karbon disulfida baik secara langsung maupun tidak langsung. Diharapkan juga dapat mengurangi impor karbon disulfida dari negara-negara importir.

I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan memerlukan pertimbangan terkait dengan kebutuhan dan ketersediaan bahan baku proses. Pertimbangan dalam menentukan kapasitas pabrik karbon disulfida di Indonesia yaitu perkiraan kebutuhan karbon disulfida setiap tahunnya dan kapasitas rancang minimum.

I.2.1 Data Ekspor Impor

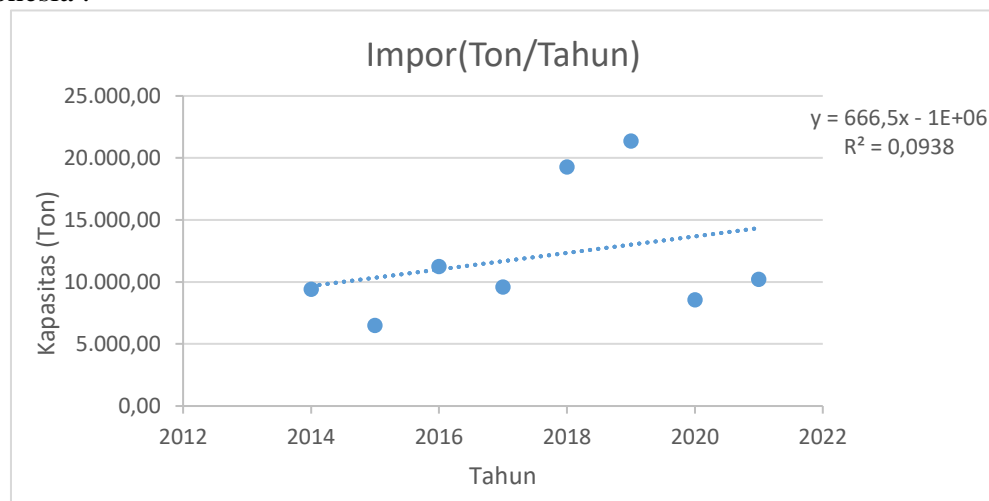
Berikut ini adalah data impor karbon disulfida di Indonesia dalam 8 tahun terakhir:

Tabel I. 1 Impor Karbon disulfida di Indonesia

No	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	2014	9.393,562
2.	2015	6.496,778
3.	2016	11.229,865
4.	2017	9.587,183
5.	2018	19.256,596
6.	2019	21.361,599
7.	2020	8.536,746
8.	2021	10.210,915

Berdasarkan data impor karbon disulfida yang tertera pada Tabel I.1 dapat diketahui bahwa jumlah impor karbon disulfida mengalami fluktuatif yang dimana jumlah impornya mengalami cenderung mengalami peningkatan.

Jika pabrik karbon disulfida dirancang akan dibangun pada tahun 2028. Maka dapat diperkirakan kebutuhan karbon disulfida menggunakan metode regresi linear pada tahun 2028. Berikut ini adalah grafik perkiraan impor karbon disulfida di Indonesia :



Gambar I. 1 Grafik Impor Kebutuhan Karbon Disulfida di Indonesia

Rumus pertumbuhan rata-rata :

$$F = F_0 (1+i)^n$$

Dimana :

- F : Perkiraan kebutuhan karbon disulfida pada tahun 2028
 Fo : Kebutuhan karbon disulfida pada tahun terakhir (2021)
 i : Perkembangan rata-rata
 n : Selisih waktu

Apabila akan dibangun pabrik karbon disulfida pada tahun 2028, maka digunakan rumus pertumbuhan rata-rata :

$$F = F_o (1+i)^n$$

$$F = 10.210,915 (1 + 0,1411)^{(2028-2021)}$$

$$F = 10.210,915 (1 + 0,1411)^7$$

$$F = 25.719 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan persamaan yang diperoleh, dapat diperkirakan bahwa pada tahun 2028 Indonesia akan mengimpor karbon disulfida sebesar 25.719 ton/tahun.

Melihat besarnya kebutuhan karbon disulfida di Indonesia maka pendirian pabrik ini diharapkan dapat menjadi sumber penyedia kebutuhan karbon disulfida di Indonesia serta sebagian kecilnya dapat di ekspor. Dengan meninjau data impor serta memperhatikan dimensi dan efisiensi dari alat-alat pabrik, maka akan dirancang sebuah pabrik karbon disulfida dengan kapasitas 60.000 ton/tahun.

I.2.2 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Berikut ini merupakan daftar pabrik karbon disulfida beserta yang telah berdiri :

Tabel I. 2 Pabrik Karbon Disulfida di dunia

No.	Pabrik	Lokasi	Kapasitas
1.	Shanghai Baijin Chemical Group Co., Ltd.	China	500.000 ton /tahun
2.	Indo Baijin Chemicals Pvt. Ltd.	India	60.000 ton/tahun
3.	Shandong Jindian Chemical Co., Ltd.	China	140.00 ton/tahun
4.	Anhui Xuancheng Jinhong Chemical Co.,	China	80.000 ton/tahun
5.	Manas Jinyuanli Chemical Co., Ltd	China	50.000 ton/tahun

Berdasarkan tabel I.2 dapat diketahui bahwa belum ada pabrik karbon disulfida yang berdiri di Indonesia, sehingga Indonesia harus selalu mengimpor karbon disulfida dari luar negeri. Oleh sebab itu dengan dibangunnya pabrik karbon disulfida yang berkapasitas 60.000 ton/tahun diharapkan dapat memenuhi kebutuhan karbon disulfida pada tahun 2028 di Indonesia dan sisa hasil produksinya dapat diekspor ke negara-negara ASEAN. Berikut ini jumlah kebutuhan karbon disulfida di beberapa negara ASEAN:

Tabel I. 3 Negara-negara ASEAN yang mengimpor karbon disulfida

No.	Tahun	Jumlah Impor Karbon Disulfida di Negara-Negara Asean (ton/tahun)				
		Filipina	Malaysia	Singapura	Thailand	Vietnam
1.	2018	-	224.722	1,247	1,149	-
2.	2017	108	459.054	981	776	10,248
3.	2016	73	100.210	1,007	301,758	5,748

I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan suatu lokasi harus dilakukan dengan tepat dan baik dengan mempertimbangkan faktor perencanaan dimasa mendatang dan kemudahan pengoperasian yang menyangkut faktor produksi dan distribusi. Pabrik karbon disulfida direncanakan akan didirikan di Balikpapan, Kalimantan Timur.



Gambar I. 2 Rencana lokasi pembangunan pabrik karbon disulfida

Ada beberapa faktor pertimbangan untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan dan pemeliharaan pada pabrik. Beberapa faktor pertimbangan sebagai berikut:

1. Sumber bahan baku

Faktor yang paling penting dalam pertimbangan pembangunan sebuah pabrik adalah sumber bahan bakunya, dimana hal tersebut dapat mengurangi biaya masuknya barang dari pelabuhan. Lokasi pabrik ini berdekatan dengan PT. Badak LNG dengan kapasitas 22,5 juta ton/tahun dan PT. Candi Ngrimbi yang memproduksi bahan baku sulfur dengan kapasitas 5000 ton/tahun.

2. Utilitas

Unit penyediaan air mudah diperoleh dan murah dikarenakan lokasi pabrik yang berada di kawasan sungai wain dengan debit 113.60 m³/detik maka kebutuhan air untuk proses produksi dapat terpenuhi. Lokasi dari pabrik ini berdekatan dengan PLTU Teluk Kalimantan Timur dan PT. Pertamina RU V Balikpapan, sehingga penyediaan bahan bakar serta listrik dapat di peroleh dengan mudah.

3. Keadaan iklim

Balikpapan memiliki kondisi iklim yang cukup stabil, dimana daerah ini memiliki suhu yang bervariasi dari 24°C hingga 31°C dan jarang di bawah 23°C atau di atas 32°C. Letak lokasi yang dipilih juga jarang terjadi bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4. Transportasi

Jalur laut dan darat dapat digunakan untuk keperluan transportasi dalam pemasaran dan pengangkutan produk. Pelabuhan dapat digunakan sebagai tempat berlabuhnya kapal yang membawa produk dan bahan baku. Dengan sarana transportasi yang baik dapat melancarkan proses pemasaran dan produksi secara domestik dan internasional.

5. Pemasaran Produk

Balikpapan sangat cocok dijadikan sebagai pasar karbon disulfida karena tergolong kedalam daerah industri kimia yang terus berkembang. Dengan adanya

Pelabuhan semayang dapat mempermudah memasarkan produk ke luar pulau melalui jalur laut, seperti ke PT. Pabrik Tekstil Kasrie yang terletak di Yogyakarta, PT. Klip Plastik Indonesia yang terletak di Banten, dan pabrik industri lain yang menggunakan karbon disulfida sebagai bahan baku produksi.

6. Tenaga Kerja

Diperlukan tenaga kerja yang memiliki keterampilan dan terdidik maupun tenaga kasar pada pabrik ini. Tenaga kerja yang dimaksud bisa didapat dari sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

7. Faktor lain

Seperti kutipan Permenperin No.30 tahun 2020 tentang kriteria Teknis Kawasan Industri, pemerintah telah menetapkan Balikpapan sebagai kawasan industri dengan melihat luas wilayah dan aksesibilitas yang mempermudah suatu industri. Hal ini juga dipengaruhi oleh faktor ketersediaan energi listrik, iklim, air, bahan bakar telah dilakukan pertimbangan sebelum penetapan kawasan tersebut.

Selain dari itu kebijakan lain yang mendukung adalah dengan adanya SK Gubernur Nomor 530.05/K.448/2010 tentang Pembentukan Tim Persiapan Pengelola KIK (Kawasan Industri Karingau di Balikpapan) yang dimana kawasan ini didukung dengan adanya pembangunan yang terintegrasi, diantaranya jalan akses kilometer 13, adanya terminal peti kemas, pelabuhan internasional, jembatan pulau balang, jalan bebas hambatan, dan juga bandara Sepinggian Balikpapan.

I.4. Tinjauan Pustaka

Karbon disulfida merupakan bahan kimia yang banyak digunakan dalam proses industri. Karbon disulfida adalah senyawa yang tidak berwarna dan beraroma seperti kloroform. W. A Lampadius adalah orang pertama yang menemukan karbon disulfida pada tahun 1796, percobaannya dilakukan dengan cara meraksikan batu bara dan pirit pada suhu tinggi (Ullman, 1999).

Perubahan reaksi kimia yang terjadi pada karbon disulfida saat peningkatan tekanan dan suhu yang telah dilakukan secara statis (Gustavsen, 1991). Karbon

Metana yang berbentuk gas merupakan molekul tetrahedral bereaksi dengan tetrasulfur yang langsung berikatan melepaskan ion H⁺ yang sebelumnya berikatan dengan atom karbon pada metana, kemudian menghasilkan karbon disulfida dan gas hidrogen sulfida. Dua gugus sulfhidril pada karbon disulfida bereaksi membentuk ikatan rangkap dua antara atom sulfur dan karbon.

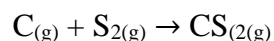
Reaksi terjadi dalam kondisi isothermal. Untuk mendorong konversi diatas 90% dibutuhkan 5-10% belerang berlebih pada campuran reaksi.

I.4.3 Pemilihan Proses

Proses pembuatan karbon disulfida terbagi menjadi 5 proses, yaitu :

1. *Charcoal – Sulfur Process*

Reaksi antara sulfur yang berfase gas dan charcoal membentuk karbon disulfida. Reaksi ini terjadi pada temperatur 750 – 900 °C . Hasil reaksi ini memiliki tingkat kemurnian yang tinggi yaitu 90%. Berikut ini adalah reaksi yang terjadi :



Reaksi berlangsung secara endotermis dan secara teoritis membutuhkan panas sebesar 1950 kJ/kg (466kcal/kg), menghasilkan 70% rendeman CS₂. Proses ini menggunakan arang kayu yang keras dengan kadar abu yang rendah. Pada proses industri, arang yang akan digunakan akan dikalsinasi terlebih dahulu untuk mengeluarkan air dan sisa senyawa hidrogen yang terkandung di dalamnya. Selain arang kayu, sumber karbon lain yang dapat digunakan pada proses ini adalah batu bara, arang lignit, dan kokas. Selain memperhatikan spesifikasi dari arang kayu, spesifikasi lain yang harus diperhatikan adalah spesifikasi dari belerang yang digunakan karena proses ini memerlukan belerang yang menghasilkan kadar abu yang rendah agar dapat meminimalisir proses pengotoran alat(Othmer, 1998).

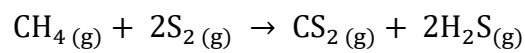
2. *Electreic furnace Process*

Proses ini akan mereaksikan arang dan belerang dalam tanur listrik. Reaksi ini akan berjalan secara terus – menerus. Salah satu jenis furnace yang digunakan adalah silinder, merupakan bejana berlapis dan tahan air. Bejana ini memiliki diameter kurang lebih 5 meter dengan tinggi 10 meter. Pada proses ini arang akan diumpankan dari atas mealui bagian katup pengunci gas. Arus listrik akan disuplay

pada elektroda yang terletak di dasar furnace dan akan menghasilkan panas saat melewati arang yang berada diantara elektroda yang berlawanan. Elektorda yang berada pada bagian bawah furnace diletakkan secara radial atau aksial. Sulfur cair memasuki furnace melalui berbagai titik di dinding dekat bagian bawah furnace di mana belerang dengan cepat diuapkan dan dipanaskan hingga 800-1000°C memberikan tingkat konversi 90%. Karbon disulfida terbentuk di bawah tungku menghasilkan 84% rendeman CS₂ dengan kemurnian 90%. Uap bergerak ke atas dan panas uap dipindahkan ke arang di bagian atas. Electric furnace pertama kali digunakan pada tahun 1900 tetapi tidak diterima lagi secara luas pada tahun 1940 (Othmer, 1998)Click or tap here to enter text..

3. *Hydrocarbon – Sulfur Process*

Proses ini dilakukan dengan cara mereaksikan hidrokarbon komersial (metana, etana, dan olefin) dengan belerang. Umumnya hidrokarbon yang digunakan adalah metana. Berikut ini proses reaksinya :



Reaksi berlangsung pada suhu 400-700°C, dengan kesetimbangan melebihi 99,9%. Reaksi ini merupakan jenis reaksi endotermis yang membutuhkan energi sebesar 2,95 MJ/kg (705 kkal/kg). Untuk mendorong konversi metana serta meminimalkan produk hasil produk samping, maka akan dipertahankan 5-10% belerang berlebih di dalam campuran reaksi. Reaksi ini membutuhkan katalis untuk mempercepat jalannya reaksi. Katalis yang digunakan dapat berupa gel silika, bahan berbasis alumina, magnesium, arang, senyawa logam, dan garam logam, oksida, atau sulfida.

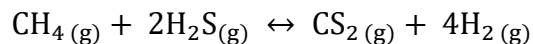
4. *Retort Process*

Retort (tabung) yang digunakan untuk pembuatan karbon disulfida biasanya berupa tangki silinder dengan diameter sekitar 1 meter dan tinggi 3 meter yang terbuat dari baja paduan krom atau *cast iron*. Satu sampai empat tabung dipasang pada *single furnace* dengan bahan bakar *coal*, gas atau minyak. *Charcoal* yang telah diprekalsinasi diumpankan secara bertahap ke bagian atas *retort* melalui kran khusus. Sulfur ditambahkan secara kontinyu melalu bagian bawah *retort*. Sulfur diuapkan serta dipanaskan terlebih dahulu dengan suhu 700°C pada *pipe coil heat*

exchanger yang berada di dalam *furnace*. Karbon disulfida terbentuk saat uap sulfur naik melalui charcoal panas pada suhu 850 – 900°C dan menghasilkan konversi yaitu 90%. Karbon disulfida, sisa sulfur dan uap keluar melalui bagian atas *retort*. Abu yang tidak reaktif bercampur dengan debu *charcoal* akan turun ke bagian bawah *retort* dimana residu ini dibuang. Penggunaan bahan baku dan energi per kilogram karbon disulfida sekitar 0,92 – 0,95 kg sulfur, 0,22 – 0,25 kg *charcoal* dan 8,4 – 10 MJ (2000 – 2400 kcal) bahan bakar. (Othmer, 1998).

5. *Potential Process*

Uap belerang bereaksi dengan gas hidrokarbon lain seperti asetilena dan etilena untuk membentuk karbon disulfida. Hidrokarbon tinggi dapat menghasilkan *mercaptan*, *sulfide*, dan sejumlah *intermediet* yang meningkat jika ditambahkan dengan sulfur. Hasil reaksi antara metana dan *iron pyrite* adalah CS₂, H₂S, dan besi atau besi sulfid. *Pyrite* dapat dikurangi dengan CO untuk menghasilkan CS₂. Reaksi H₂S dan metana dihitung pada kesetimbangan 67% dengan suhu 1100°C dan 86.5% pada 1288°C :



H₂S dan karbon direaksikan pada 900°C untuk menghasilkan 70% rendemen CS₂ dan konversi 90%. H₂S bereaksi dengan CO pada suhu antara 600 dan 1125°C dengan adanya katalis, atau dengan CO pada 350 dan 450°C untuk membentuk CS₂. SO₂ dan metana bereaksi membentuk CS₂ dengan hasil 84% pada 850°C dengan adanya katalis. (Othmer, 1998).

Berdasarkan penjelasan mengenai proses pembuatan karbon disulfida, maka dibuatlah tabel perbandingan dari uraian proses tersebut.

Tabel I. 4 Perbandingan Proses Pembuatan Karbon Disulfida

Proses	<i>Charcoal – Sulfur Process</i>	<i>Hydrocarbon – Sulfur Process</i>	<i>Electric furnace Process</i>	<i>Retort Process</i>	<i>Potential Process</i>
Tekanan	1 atm	2 – 5 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Temperatur	750 – 900°C	400 – 700°C	800 – 1000°C	850 – 900°C	1100 – 1288°C
Katalis	Non katalis	Silica gel	Non katalis	Non katalis	CO
Fasa reaksi	Padat – gas	Padat – gas	Cair-padat	Cair-gas	Gas – gas
Yield	70%	80 – 90%	84%	70%	70-84%
Konversi	90%	90%	90%	90%	90%
Kemurnian	90%	92%	90%	90%	84%
Bahan Baku	Charcoal dan sulfur	Metana dan sulfur	Charcoal dan sulfur	Charcoal dan sulfur	Metana dan hydrogen sulfida

Berdasarkan data yang terdapat pada Tabel I.3 dapat diperoleh bahwa proses produksi yang akan digunakan adalah pada pabrik ini adalah proses *Hydrocarbon – Sulfur Process* dengan beberapa pertimbangan berikut :

1. Temperatur operasi yang digunakan lebih rendah yaitu 400-700°C dibandingkan dengan proses lainnya.
2. Bahan baku yang digunakan pada proses produksi dapat dengan mudah diperoleh sehingga proses produksi bisa berlangsung dengan lebih efisien.
3. Hasil akhir konversi produk yang diperoleh terbilang tinggi yaitu 90 %.
4. Nilai yield yang mencapai 80-90%.
5. Memiliki tingkat kemurnian yang tinggi yaitu 99,9%.

(Othmer, 1998)

I.4.4 Tinjauan Kinetika

Laju kecepatan reaksi dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$r_c = k_c P_{CH_4} \cdot P_{S_2}$$

Keterangan:

$-r_{CS_2}$ = Kecepatan reaksi (mol CS_2 /g katalis jam)

k = Konstanta kecepatan reaksi (mol/gkatalis.jam.kPa⁻²)

P_{CH_4} = Tekanan CH_4 (kPa)

P_{S_2} = Tekanan S_2 (kPa) Diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi sebagai

Berikut: $k = 7,7 \times 10^2 \exp(-28000/R.T)$, mol/gkatalis.jam.kPa⁻² dengan,

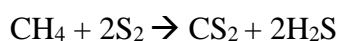
T = Temperatur (K)

R = Bilangan Reynold = 8314 cm³ kPa /mol K

(Smith & Forney, 1951)

I.4.5 Tinjauan Termodinamika

Cara untuk mengetahui arah dari suatu reaksi (*reversible/irreversible*) dan sifat reaksinya (endotermis/eksotermis) adalah dengan menggunakan tinjauan termodinamika. Panas reaksi dapat ditentukan berlangsung akan berlangsung secara eksotermis ataupun endotermis dapat ditentukan dengan cara menghitung panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada saat $P = 1$ atm dan $T = 298,15$ K . Reaksi utama:



pembentukan standar (ΔH_f°) saat suhu 298,15 K dapat di lihat pada tabel berikut:

Tabel I. 5 Harga (ΔH_f°) dan (ΔG_f°) pada setiap komponen

Komponen	Harga ΔH_f° (kJ/mol)	Harga ΔG_f° (kJ/mol)
CH ₄	-74,85	-80,84
S ₂	0	0
CS ₂	117,07	60,90
H ₂ S	-20,60	-33,40

(Yaws, 1999)

Jadi,

$$\begin{aligned} \Delta H_r^\circ (298,15 \text{ K}) &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (117,7 + (2 \times (-20,60))) - ((-74,85) + (2 \times 0)) \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$= 150,72 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan menunjukkan harga ΔH_r° (298,15 K) bernilai positif, maka reaksinya bersifat endotermis sehingga dalam proses reaksi membutuhkan energi panas agar reaksi bisa berjalan.

Dalam perancangan pabrik karbon disulfida reaksi yang terbentuk ialah reaksi *irreversible* (searah) dengan hal ini harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) dari energi bebas reaktan dan produk sebagai berikut:

Persamaan:

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

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad (\text{Smith et al., 2001})$$

Maka:

$$K = \exp \left[\frac{-\Delta G^\circ}{RT} \right]$$

Dengan:

ΔG° : Energi bebas Gibbs standard (kJ/mol)

T : Temperatur (K)

R : Ketetapan gas ($8,314 \times 10^{-3}$ kJ/mol K)

K : Kontanta Kesetimbangan pada 298 K

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (60,90 + (2 \times (-33,40))) - ((-80,84) + (2 \times 0)) \text{ kJ/mol} \\ &= 74,94 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

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

$$\ln K = \frac{74,94 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{-8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln K = -30,2473$$

$$K = 7,3070 \times 10^{-14}$$

Karena nilai K yang diperoleh sangat kecil pada suhu normal 298 K, maka kami menghitung kembali nilai K pada suhu operasi 969,67 K dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\ln \left(\frac{K}{K_{298K}} \right) = - \frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

(Smith et al., 2001)

Dengan:

K_{298} : Konstanta kesetimbangan pada temperatur 298 K

T : Temperatur tertentu (K)

ΔH_{298} : Panas reaksi pada 298 K

Pada suhu $T = 696,52^{\circ}\text{C} = 969,67 \text{ K}$ sehingga besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut.

$$\ln \left(\frac{K}{K_{298K}} \right) = - \frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

$$\ln \left(\frac{K}{7,3070 \times 10^{-14}} \right) = - \frac{150,72 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{8,314 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}\cdot\text{K}}} \times \left(\frac{1}{969,67} - \frac{1}{298,15} \right) K$$

$$K = 1,37274 \times 10^5$$

Harga konstanta kesetimbangan relatif besar $K = 1,37274 \times 10^5$, sehingga reaksi yang berlangsung adalah *irreversible*.

Berdasarkan hasil perhitungan diatas dapat disimpulkan bahwa reaksi bersifat irreversible karena harga konstanta keseimbangan relatif besar.

BAB II

URAIAN PROSES

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Proses ini bertujuan untuk mempersiapkan bahan baku yang akan digunakan selama proses reaksi. Adapun bahan baku yang digunakan pada proses ini ialah gas metana dan belerang cair. Gas metana yang digunakan berasal dari PT. Badak LNG dan langsung disalurkan melalui pipa menuju tangki penyimpanan (T-01). Sedangkan untuk belerang berfasa padat akan disimpan pada *silo* (S-01) terlebih dahulu sebelum memasuki unit *melter* (MT-01) untuk diubah fasanya dari padat menjadi cair dengan penambahan air panas.

II.2. Tahap Reaksi

Gas metana yang berasal dari tangki penyimpanan kemudian akan dialirkan menuju *reaktor furnace* (RF-01). Sulfur cair hasil keluaran dari *melter* (MT-01) kemudian akan dialirkan juga menuju *reaktor furnace* (RF-01). Reaksi ini antara gas metana dan sulfur cair terjadi secara konveksi dan radiasi, dimana proses konveksi digunakan untuk memanaskan kedua bahan tersebut hingga suhunya menjadi 600°C dengan tekanan 4,9 atm dan kemudian proses radiasi terjadi untuk mereaksikan kedua bahan ini hingga terbentuklah senyawa karbon disulfida dan hidrogen sulfida.

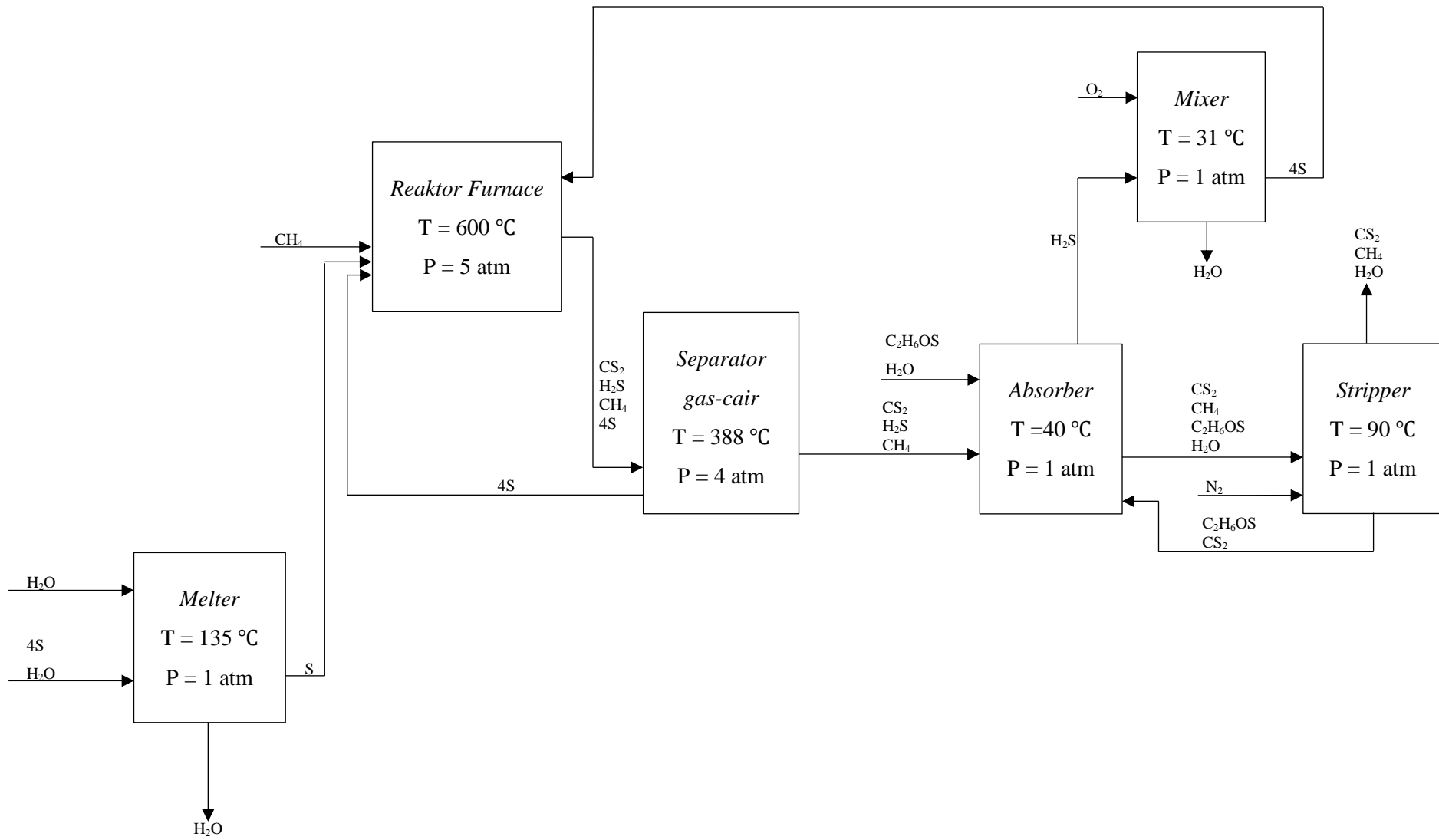
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Hasil keluaran *reaktor furnace* (RF-01) kemudian akan diumpankan menuju *expansion valve* (EV-01) untuk diturunkan tekanannya dari 4,9 atm menjadi 4 atm. Setelah tekanannya menurun kemudian hasil keluaran *reaktor furnace* (RF-01) akan dialirkan menuju *cooler* (CL-01) untuk diturunkan suhunya dari 488°C menjadi 388°C sebelum diumpankan menuju separator (SP-01). Pada separator (SP-01) terjadi proses pemisahan berdasarkan fasa dari campuran yang keluar dari *reaktor furnace* (RF-01). Pada tahap ini sulfur akan keluar dari bawah karena sulfur memiliki fasa yang cair dan dipanaskan kembali sebelum digunakan lagi pada

reaktor furnace (RF-01), sedangkan untuk karbon disulfida, hidrogen sulfida, dan metana akan keluar dari bagian atas separator (SP-01) karena memiliki fasa gas. Hasil keluaran atas dari separator (SP-01) kemudian akan dikondensasikan pada alat kondensor (CD-01) lalu didinginkan menggunakan *cooler* (CL-03) dan diturunkan tekanannya menggunakan alat *expansion valve* (EV-02) sebelum masuk menuju absorber (AB-01). Pada absorber (AB-01) terjadi pemisahan antara hidrogen sulfida dengan karbon disulfida dan metana dengan menggunakan solven *dimethyl sulfoxide*. Hidrogen sulfida akan keluar dari bagian atas absorber lalu diumpankan menuju *mixer* (M-01). Pada *mixer* (M-01) kemudian hidrogen sulfida akan direaksikan dengan gas oksigen kemudian terbentuklah sulfur dan air. Sulfur hasil keluaran dari *mixer* (M-01) kemudian akan dipanaskan dan digunakan kembali pada *reaktor furnace* (RF-01). Untuk karbon disulfida, metana, dan *dimethyl sulfoxide* akan diumpankan menuju *stripper* (ST-01) untuk memisahkan antara karbon disulfida, metana, dan *dimethyl sulfoxide*. Untuk hasil bawa yang berupa dimethyl sulfoxide akan diumpankan menuju *reboiler* (RB-01) lalu yang sebagiannya akan diumpankan kembali menuju *stripper* (ST-01) dan sebagiannya akan didiginkan sebelum digunakan kembali pada absorber (AB-01). Hasil keluaran atas dari *stripper* (ST-01) berupa karbon disulfida yang kemudian akan dikondensasikan menggunakan kondensor (CD-02), lalu ditampung sementara pada accumulator yang dimana sebagian dari hasil tampungan pada accumulator akan diumpankan kembali ke dalam *stripper* (ST-01) guna mempertahankan kemurnian dari karbon disulfida tersebut dan sebagiannya lagi akan diumpankan menuju *cooler* (CL-04) untuk diturunkan suhunya lalu disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-05) yang siap untuk dipasarkan.

II.4. Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif dapat dilihat pada Gambar II.1



Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III

SPEKIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

a. Metana

Metana yang digunakan diperoleh dari PT. Badak LNG yang terletak di Bontang. Adapun kapasitas produksi metana pada pabrik ini adalah 22,5 juta ton/tahun. Adapun spesifikasi sifat fisis dari metana disajikan pada Tabel III.1. Sifat kimia bahan baku 1 adalah sebagai berikut:

1. Larut dalam air
2. Reaktif terhadap oksidator
3. Jika bereaksi dengan oksigen maka akan menghasilkan karbon dioksida dan air.



b. Sulfur

Sulfur diperoleh dari PT. Candi Ngrimbi yang terletak di Surabaya dengan kapasitas produksi 14 ton/hari. Adapun spesifikasi sifat fisis dari Sulfur disajikan pada Tabel III.1. Sifat kimia bahan baku 2 adalah sebagai berikut:

1. Berwarna kuning
2. Tidak larut dalam air
3. Bila bereaksi dengan hidrogen pada suhu 150-200°C maka akan membentuk hidrogen sulfida.

(Kirk, R. E. and Othmer, 1998)

Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan Baku

Sifat Fisis	Metana	Sulfur
Wujud	Gas	Solid
Rumus Molekul	CH ₄	S
Berat Molekul	16,04 g / mol	32,07 g / mol
Titik didih (°C)	-161,4	444,6 °C
Titik beku (°C)	-187,2	115,21 °C
Titik lebur (°C)	-182,6	120 °C
Tekanan Uap	15,18 Pa (T= 25 °C)	1 Pa (saat T= 40 °C)
Densitas	424,5 kg/m ³ (saat titik didih)	1,7865 g/ml (T= 140 °C)
Viskositas	0,001027 Pa (T=25°C)	0,0017 Pa.s (T =120°C)
Kerapatan	1,09 g/cm ³	2,07 g/cm ³ (T =25°C)
Kelarutan dalam air	26 mg/l	0
Kemurnian	98 % CH ₄ , 2 % C ₄ H ₆	2,07 g/cm ³ (T =25°C)

(Perry, 1997)

III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

Pada proses pembuatan karbon disulfida terdapat bahan pembantu yang digunakan, seperti *dimethyl sulfoxide* dan nitrogen. Adapun spesifikasi sifat fisis dari *dimethyl sulfoxide* disajikan pada Tabel III.2. Sifat kimia bahan pembantu adalah sebagai berikut:

a. Dimethyl sulfoxide

1. Zat pengoksidasi yang kuat
2. Berbahaya jika direaksikan diatas suhu 189 °C
3. Larut pada pelarut dietil eter
4. Menyebabkan sakit kepala dan gatal

b. Nitrogen

1. Kurang reaktif pada suhu kamar
2. Bila bereaksi dengan oksigen akan membentuk oksida nitrogen (NO_x) pada suhu tinggi
3. Dapat menyebabkan ledakan atau terbakar bila bereaksi dengan oksigen atau bahan lain yang mudah terbakar

Tabel III. 2 Sifat Fisis Bahan Pembantu

Sifat Fisis	<i>Dimethyl Sulfoxide</i>	Nitrogen
Rumus Molekul	C ₂ H ₆ OS	N ₂
Berat Molekul	78,133 g/mol	28,0130 g/mol
Bentuk	Cair	Gas
Titik Didih	189 °C	-195,8 °C
Titik Lebur	18,4 °C	-209,86 °C
Densitas	1,1004 g/ml	0,072 lb/ft ³
Kemurnia	99,8 % C ₂ H ₆ OS, 0,2% H ₂ O	99,99% N ₂ , 1% O ₂
Kelarutan dalam air	Bercampur	6,8 x 10 ⁻⁴ mol/L

III.3. Spesifikasi Produk

a. Karbon Disulfida

Karbon disulfida merupakan zat yang tidak berwarna tetapi akan berubah warna menjadi kekuning-kuningan bila terkena sinar matahari, tidak berbau, mudah menyala, volatil, dapat larut dalam benzene, alkohol, serta eter, dan hanya dapat sedikit larut dalam air yaitu sekitar 0,014%. Berikut ini data sifat fisis dan kimia dari karbon disulfida :

Sifat Fisis :

Tabel III. 3 Sifat fisis karbon disulfida

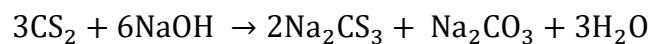
Sifat Fisis	Karbon Disulfida
Rumus Kimia	CS ₂
Berat	76,14 g / mol
Titik didih	46,25 °C (pada 1 atm)
Titik Lebur	-111,5°C
Titik Beku	-76°C
Tekanan Nyala	30 °C
Tekanan Kritis	7700 kPa
Temperatur Kritis	273 °C
Densitas Kritis	378 kg/m ³
Densitas Cairan	1260 kg/m ³
Densitas Saturated Gas	8,07 kg/m ³ (saat T =20°C)

Viskositas Cairan	0,3667 mPa.s
Kelarutan dalam air	86 ppm (saat T =10°C)
Kemurnian C ₂ S	99,5 % berat
Kemurnian H ₂ S	0,49 % berat
Kelarutan dalam air	0,242 g/0,1 L (saat T = 0°C) 0,230 g/0,1 L (saat T = 10°C) 0,210 g/0,1 L (saat T = 20°C) 0,185 g/0,1 L (saat T = 30°C) 0,111 g/0,1 L (saat T = 40°C)

(Othmer, 1998)

Sifat kimia :

1. Hasil reaksi antara karbon disulfida dengan sulfida, alkohol, ammonia, amin, dan klorin akan menghasilkan produk devariatif serta produk setengah jadi pada skala industri.
2. Karbon disulfida bereaksi lambat dengan alkali encer. Hasil reaksinya berupa tritiokarbonat dan karbonat.



3. Logam sulfida juga dapat membentuk tritiokarbonat



(Ullman, 1999)

b. Hidrogen Sulfida

Hasil samping dari proses pembentukan karbon disulfida berupa hidrogen sulfida. Senyawa ini biasanya digunakan sebagai zat anti pembengkakan serta mengatur tekanan darah. Hidrogen sulfida merupakan senyawa yang tidak berwarna, berbau seperti telur, berbentuk gas, dan mudah terbakar. Berikut ini data sifat fisis dan kimia dari hidrogen sulfida :

Sifat fisis :

Tabel III. 4 Sifat fisis *hidrogen sulfida*

Sifat Fisis	Hidrogen Sulfida
Bentuk	Cair
Rumus Kimia	H ₂ S
Berat	34,08 g / mol
Titik didih	-76,59 °C (pada 760 mmHg)
Titik Lebur	-85,49°C
Tekanan Kritis	8960 MPa
Temperatur Kritis	100,25°C
Densitas fase gas	1,1895 g/cm ³
Solubility	2980 mg/L (saat 20°C dalam air)
Tekanan uap	15200 mmHg (pada 77,9 °F)
Viskositas	0,0128 mPa.S (saat gas 25°C dan 101,325 kPa)
Kemurnian	81,33 %

(Othmer, 1998)

Sifat kimia :

1. Korosif dan beracun
2. Merupakan asam lemah
3. Dapat meledak pada suhu dan tekanan normal
4. Menghasilkan sulfur dioksida bila bereaksi dengan oksigen

BAB IV NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

Neraca massa dihitung dengan basis perhitungan per jam.

IV.1.1 Neraca Massa Reaktor Furnace

Tabel IV. 1 Neraca Massa *Reaktor Furnace*

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 5	Arus 8	Arus 12	Arus 6
CH ₄		1775,2836			177,5284
S	6387,0930		1419,3540	6387,0931	1419,3540
CS ₂					7583,3409
H ₂ S					6788,6005
Subtotal	6387,0930	1775,2836	1419,3540	6387,0931	15968,8238
Total	15968,8220				15968,8220

IV.1.2 Neraca Massa *Melter*

Tabel IV. 2 Neraca Massa *Melter*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
S	6387,0930		6387,0930	
H ₂ O	7,1003	69953,3767		69960,4771
Subtotal	14200,6405	69953,3767	14193,5401	69960,4771
Total	76347,5701		76347,5701	

IV.1.3 Neraca Massa Separator

Tabel IV. 3 Neraca Massa Separator

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH ₄	177,5284	177,5284	
S	1419,3540		1419,3540
CS ₂	7583,3409	7583,3409	
H ₂ S	6788,6005	6788,6005	
Subtotal	15968,8238	14549,4698	1419,3540
Total	15968,8220	15968,8220	

IV.1.4 Neraca Massa Absorber

Tabel IV. 4 Neraca Massa Absorber

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10	Arus 14
CH ₄	177,5284			177,5284
CS ₂	7583,3409			7583,3409
H ₂ S	6788,6005		6788,6005	
C ₂ H ₆ OS		16835,0168		16835,0168
H ₂ O		33,7375		33,7375
Subtotal	14549,4698	16868,7543	6788,6005	24629,6236
Total	31418,2206		31418,2206	

IV.1.5 Neraca Massa Stripper

Tabel IV. 5 Neraca Massa Stripper

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
N ₂		24391,5758	24391,5758	
CH ₄	177,5284		177,5284	
CS ₂	7583,3409		7575,7576	7,5833
C ₂ H ₆ OS	16835,0168			16835,0168
H ₂ O	33,7375		33,7375	
Subtotal	24629,6236	24391,5758	32178,5993	16842,6002
Total	49021,1994		49021,1994	

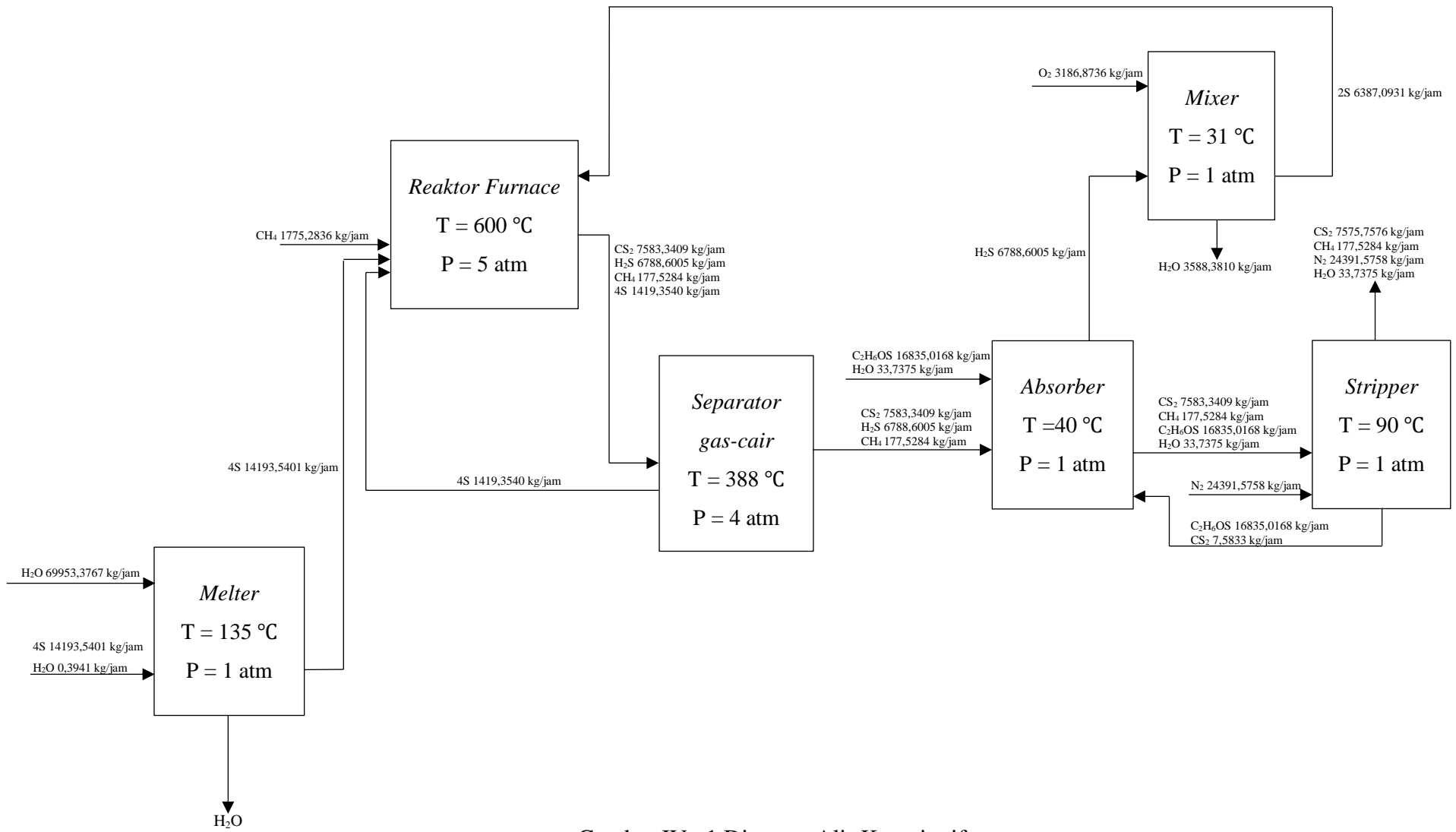
IV.1.6 Neraca Massa Mixer

Tabel IV. 6 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
H ₂ S	6788,6005			
O ₂		3186,8736		
S			6387,0931	
H ₂ O				3588,3810
Subtotal	6788,6005	24391,5758	6387,0931	3588,3810
Total	9975,4741		9975,4741	

IV.2. Neraca Massa Total

Komponen	INPUT						OUTPUT			
	Arus 1	Arus 2	Arus 5	Arus 9	Arus 11	Arus 15	Arus 4	Arus 13	Arus 16	Arus 17
CH ₄			1775,2836						177,5284	
S	14193,5401									
CS ₂									7575,75758	7,58334
H ₂ S										
C ² H ₆ OS				16835,01684						16835,0168
H ₂ O	7,1003	69953,3767		33,73751			69960,4771	3588,3810		33,7375
O ₂					3186,8736					
N ₂						24391,5758			24391,5758	
2S										
	14200,6405	69953,3767	1775,2836	16868,7543	3186,8736	24391,5758	69960,4771	3588,3810	32144,8617	16876,3377



Gambar IV. 1 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Alat

Neraca panas dihitung dengan basis perhitungan per jam.

V.1.1 Neraca Reaktor Furnace

Tabel V. 1 Neraca Panas *Reaktor Furnace*

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 5	Arus 6
Q Umpan	14360268,1818	2145787,1996	
Q Reaksi	149248281,3869		
Q Pemanas			158237168,3842
Q Produk			7517168,3842
Total	165754336,7683		165754336,7683

V.1.2 Neraca Panas Melter

Tabel V. 2 Neraca Panas *Melter*

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
Q Umpan	11614,5473	34059541,7737		
Q panas pelarutan	764430,9807			
Q Produk			2446206,6185	32389380,6832
Total	34835587,3017		34835587,3017	

V.1.3 Neraca Panas Separator

Tabel V. 3 Neraca Panas Separator

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
Q Umpan	5385515,4002		
Q Produk		4720486,7736	665028,6267
Total	5385515,4002	5385515,4002	

V.1.4 Neraca Panas Absorber

Tabel V. 4 Neraca Panas Absorber

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10	Arus 14
Q Umpan	223341,2768	485354,1931		
Q Produk			102617,5045	606077,9654
Total	708695,4699		708695,4699	

V.1.5 Neraca Panas Mixer

Tabel V. 5 Neraca Panas Mixer

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
Q Umpan	102617,5045	44085,2991		
Q Produk			62186,8860	84515,9177
Total	146702,8036		146702,8036	

V.1.6 Neraca Panas Stripper

Tabel V. 6 Neraca Panas Stripper

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
Q Umpan	606077,9654	379819,1910		
Q pemanas	3145774,8308			
Q Produk			1982140,7640	2149531,2232
Total	4131671,9872		4131671,9872	

V.1.7 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel V. 7 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 6	Arus 6
Q Umpan	12406176,4745	
Q Pendingin		6082156,0210
Q Produk		6324020,4536
Total	12406176,4745	12406176,4745

V.1.8 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Tabel V. 8 Neraca Panas Cooler 2

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 8	Arus 8
Q Umpan	937451,5756	
Q Pendingin		746030,3978
Q Produk		191421,1791
Total	937451,5756	937451,5756

V.1.9 Neraca Panas Cooler (CL-03)

Tabel V. 9 Neraca Panas Cooler 3

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 7	Arus 7
Q Umpan	8349823,1976	
Q Pendingin		5552524,0705
Q Produk		2797299,1270
Total	8349823,1976	8349823,1976

V.1.10 Neraca Panas Cooler (CL-04)

Tabel V. 10 Neraca Panas Cooler 4

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 16	Arus 16
Q Umpan	2485550,6749	
Q Pendingin		2247433,0947
Q Produk		238117,5802
Total	2485550,6749	2485550,6749

V.1.11 Neraca Panas Cooler (CL-05)

Tabel V. 11 Neraca Panas Cooler 5

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 17	Arus 17
Q Umpan	6166918,0544	
Q Pendingin		5493214,0474
Q Produk		673704,0070
Total	6166918,0544	6166918,0544

V.1.12 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Tabel V. 12 Neraca Panas *Heat Exchanger* 1

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 9	Arus 9
Q Umpan	904778,4575	
Q Pemanas	29845,9000	
Q Produk		934624,3574
Total	934624,3574	934624,3574

V.1.13 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE -02)

Tabel V. 13 Neraca Panas *Heat Exchanger* 2

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 11	Arus 11
Q Umpan	370550,3786	
Q Pemanas	12223,3343	
Q Produk		382773,7129
Total	382773,7129	382773,7129

V.1.14 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE -03)

Tabel V. 14 Neraca Panas *Heat Exchanger* 3

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 15	Arus 15
Q Umpan	2907077,1001	
Q Pemanas	95895,6655	
Q Produk		3002972,7656
Total	3002972,7656	3002972,7656

V.1.15 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE -04)

Tabel V. 15 Neraca Panas *Heat Exchanger* 4

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 12	Arus 12
Q Umpan	1942634,3554	
Q Pemanas	664257,6787	
Q Produk		2606892,0341
Total	2606892,0341	2606892,0341

V.1.16 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Tabel V. 16 Neraca Panas *Condensor* 1

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 6	Arus 6
Q Umpan	9609599,3300	
Q Pendingin		1453492,0306
Q Produk		8156107,2994
Total	9609599,3300	9609599,3300

V.1.17 Neraca Panas *Condensor* (CD-02)

Tabel V. 17 Neraca Panas *Condensor* 2

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 16	Arus 16
Q Umpan	2800099,2174	
Q Pendingin		372157,7251
Q Produk		2427941,4923
Total	2800099,2174	2800099,2174

V.1.18 Neraca Panas *Reboiler* (RB-01)

Tabel V. 18 Neraca Panas *Reboiler*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 16	Arus 16
Q Umpan	6180859,6796	
Q Pemanas	51060,3856	
Q Produk		6231920,0652
Total	6231920,0652	6231920,0652

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Tangki Penyimpanan

Tabel VI. 1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

Keterangan	Tangki A	Tangki B	Tangki C
Kode Alat	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku CH ₄	Menyimpan bahan pembantu C ₂ H ₅ OH	Menyimpan bahan baku O ₂
Jenis	Tangki bulat bertekanan	Silinder tegap beratap kerucut	Tangi bulat bertekanan
Kapasitas	203,5253 m ³	5667901,4595 m ³	237,8397 m ³
Suhu desain	30 °C	30 °C	30 °C
Tekanan desain	5 atm	1 atm	5 atm
Spesifikasi :			
Diameter tangki	7,3227 m	7,2046 m	4,2166 m
Tinggi <i>shell</i>	3,6494 m	2,7017 m	3,2081 m
Tinggi atap	-	0,0032 m	-
Tinggi Total	3,6494 m	2,7049 m	3,2081 m
Ketebalan tangki	0,0064 m	Course 1: 0,4738 in Course 2: 0,4016 in Course 3: 0,3295 in Course 4: 0,2573 in Course 5: 0,1851 in	0,0064 m
Bahan	<i>Steinless steel SA 304</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Steinless steel SA 304</i>

Keterangan	Tangki D	Tangki E
Kode Alat	T-04	T-05
Fungsi	Menyimpan bahan pembantu N ₂	Menyimpan produk akhir CS ₂
Jenis	Tangki bulat bertekanan	Tangki bulat bertekanan
Kapasitas	629,4670 m ³	2352941,1765 m ³
Suhu desain	30 °C	30 °C
Tekanan desain	5 atm	5 atm
Spesifikasi :		
Diameter tangki	10,6663 m	165,4444 m
Tinggi <i>shell</i>	5,3174 m	82,5241 m
Tinggi atap	-	-
Tinggi Total	5,3174 m	82,5241 m
Ketebalan <i>shell</i>	0,0064 m	0,0064 m
Bahan	<i>Steinless steel SA 304</i>	<i>Steinless steel SA 304</i>

VI.2. *Melter*

Kode Alat	: MT-01
Fungsi	: Meleburkan bahan baku sulfur
Jenis	: Tangki berpengaduk
Suhu desain	: 135 °C
Tekanan desain	: 1 atm
Spesifikasi :	
Diameter <i>shell</i>	: 1,2444 m
Tinggi <i>shell</i>	: 2,4887 m
Tinggi <i>head</i>	: 0,2451 m
Tinggi total	: 2,9789 m
Ketebalan shell	: 0,1875 m
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>

VI.3. *Reaktor Furnace*

Kode Alat	: RF-01
Fungsi	: Mereaksikan Metana (CH ₄) dan sulfur (S) menjadi karbon disulfida (CS ₂)
Jenis	: Reaktor alir pipa dalam furnace
Suhu konveksi	: 523,1500 °C
Suhu radiasi	: 600 °C
Tekanan desain	: 5 atm
Spesifikasi :	
Tinggi	: 12,1920 m
Lebar	: 9,1440 m
Panjang	: 12,1920 m
Jumlah tube konveksi	: 987,0000 buah
Jumlah tube radiasi	: 151,0000 buah
Fuel gas	: 0,8394 kg/jam
LNG	: 4554,9699 kg/jam
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>

VI.4. Separator

Kode Alat	: SP-01
Fungsi	: Memisahkan S berfasa liquid dengan CS ₂ , H ₂ S, dan CH ₄ yang berfasa gas
Jenis	: Silinder vertikal
Suhu desain	: 388 °C
Tekanan desain	: 4 atm
Spesifikasi :	
Diameter	: 0,4572 m
Tinggi	: 1,1149 m
Ketebalan shell	: 0,0762 m
Ketebalan <i>head</i>	: 0,0572 m
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>

VI.5. Absorber

Kode Alat	: AB-01
Fungsi	: Memisahkan H ₂ S, dari komponen lain menggunakan pelarut C ₂ H ₆ OS
Jenis	: <i>Packed tower tangki vertikal</i>
Suhu desain	: 40 °C
Tekanan desain	: 1 atm
Spesifikasi:	
Menara:	
Diameter	: 1,8339 m
Tinggi	: 2,6001 m
Ketebalan shell	: 0,0048 m
Head:	
Bentuk	: Torispherical dished head
Ketebalan <i>head</i>	: 0,0572 m
Tinggi	: 0,2292 m
Tinggi total	: 3,0586 m

Packing:

Jenis : Ceramic Rasching Rings
 Ukuran : 50 mm
 Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Tipe 304*

VI.6. Mixer

Kode Alat : SP-01
 Fungsi : Mereaksikan gas H₂S dengan O₂
 Jenis : Flat Blade Turbines Impeller
 Bahan : *Stainless Steel SA 283 Grade C*
 Suhu desain : 40 °C
 Tekanan desain : 1 atm

Spesifikasi alat:

Ketebalan *shell* : 0,0048 m
 Ketebalan *head* : 0,0048 m
 Tinggi total : 3,9693 m
 Diameter dalam (IDs) : 2,0061 m
 Diameter luar (ODs) : 2,0756 m

Spesifikasi pengaduk :

Diameter pengaduk : 0,6887 m
 Tinggi cairan daam pengaduk : 2,2727 m
 Jarak pengaduk dari dasar tangki : 0,7576m
 Power pengaduk : 5 HP

VI.7. Stripper

Kode Alat : ST-01
 Fungsi : Memisahkan CS₂ dari komponen lain menggunakan pelarut gas N₂
 Jenis : *Packed tower tangki vertikal*
 Suhu desain : 90 °C
 Tekanan desain : 1 atm

Spesifikasi:

Menara:

Diameter	: 1,5262 m
Tinggi	: 4,4631 m
Ketebalan shell	: 0,1875 m

Head:

Bentuk	: Torispherical dished head
Ketebalan <i>head</i>	: 0,1875 m
Tinggi	: 0,1908 m
Tinggi total	: 4,8447 m

Packing:

Jenis	: Ceramic Rasching Rings
Ukuran	: 50 mm
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Tipe 304</i>

VI.8. Silo

Kode Alat	: S-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku sulfur
Jenis	: Vessel silinder dengan dasar <i>conical</i>
Suhu desain	: 30 °C
Tekanan desain	: 1 atm
Fasa	: Padat

Spesifikasi :

Diameter	: 11,2475 m
Tinggi <i>shell</i>	: 22,4950 m
Tinggi <i>bottom</i>	: 5,6237 m
Tinggi total	: 28,1187 m
Kapasitas	: 2420,0753 m ³
Ketebalan shell	: 0,0095 m
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 tipe 316</i>

VI.9. *Belt Conveyor*

Kode Alat	: BC-01
Fungsi	: Mengangkut padatan sulfur yang keluar dari silo menuju melter
Jenis	: <i>Open belt conveyor</i>
Suhu desain	: 30 °C
Tekanan desain	: 1 atm
Spesifikasi :	
Kapasitas	: 14193,5401 kg/jam
Lebar <i>belt</i>	: 0,3556 m
Panjang <i>belt</i>	: 23,6000 m
Power motor	: 1,5479 HP \approx 1,5 HP
Waktu tempuh	: 0,3871 menit
Kecepatan <i>belt</i>	: 200 fpm
Power <i>belt</i>	: 1,2383 HP
Bahan	: <i>Canvas Rubber</i>

VI.10. *Bucket Elevator*

Kode Alat	: BE-01
Fungsi	: Mengangkut terusan padatan sulfur dari <i>belt conveyor</i> masuk ke dalam <i>melter</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Suhu desain	: 30 °C
Tekanan desain	: 1 atm
Spesifikasi :	
Kapasitas	: 14193,5401 kg/jam
Ukuran <i>bucket</i>	: 6 x 4 x 4 $\frac{1}{2}$ in
Bucket <i>spacing</i>	: 1 ft
Lebar <i>belt</i>	: 0,5833 ft
Diameter	: 4,5000 in
Tinggi elevator	: 25,0000 ft

Kecepatan	: 161,5325 fpm
Power <i>bucket</i>	: 0,9130 HP
Power <i>motor</i>	: 1,0000 HP
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-240 Grade A Type 316</i>

VI.11. Cooler

Tabel VI. 2 Spesifikasi Alat *Cooler Shell and Tube*

Keterangan	Cooler A	Cooler B	Cooler C
Kode Alat	CL-01	CL -03	CL -04
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran reaktor furnace (RF-01) menuju separator (SP-01)	Mendinginkan produk hasil keluaran atas dari separator (SP-01) menuju absorber (AB-01)	Mendinginkan produk keluaran dari ST-01 yang telah dikondensasikan pada CD-02
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Pendingin	<i>Water</i>	<i>Water</i>	<i>Water</i>
Beban Panas	5764770,8733 btu/jam	5262776,7070 btu/jam	2130155,2935 btu/jam
Luas <i>Transfer</i> Panas	592,7530 ft ²	451,2156 ft ²	269,9292 ft ²
Ud	50 Btu/lb.ft ² .F	50 Btu/lb.ft ² .F	10 Btu/lb.ft ² .F
Jumlah <i>Tube</i>	282 batang	282 batang	282 batang
Spesifikasi <i>Tube</i>			
<i>OD Tube</i>	0,0238 m	0,0238 m	0,0238 m
<i>ID Tube</i>	0,0381 m	0,0381 m	0,0381 m
<i>Panjang Tube</i>	3,6576 m	3,6576 m	3,6576 m
<i>Passes</i>	8	8	8
<i>Pressure Drop</i>	2514,4502 atm	0,0463 atm	0,0102 atm
Spesifikasi <i>Shell</i>			
<i>Passes</i>	8		8
<i>ID Shell</i>	0,7366 m	0,7366 m	0,7366 m
<i>Pressure Drop</i>	1,3483 atm	1,1237 atm	0,3197 atm
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah

Keterangan	Cooler D
Kode Alat	CL-05
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran ST-01 setelah masuk ke reboiler lalu masuk ke AB-01
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel</i>
Pendingin	<i>Water</i>
Beban Panas	5206561,6587 btu/jam
Luas <i>Transfer</i> Panas	3127,3213 ft ²
Ud	25 Btu/lb.ft ² .F
Jumlah <i>Tube</i>	282 batang
<i>Spesifikasi Tube</i>	
OD <i>Tube</i>	0,0238 m
ID <i>Tube</i>	0,0381 m
Panjang <i>Tube</i>	3,6576 m
Passes	8
<i>Pressure Drop</i>	0,0087 atm
<i>Spesifikasi Shell</i>	
Passes	8
ID Shell	0,7366 m
<i>Pressure Drop</i>	1,4396 atm
Jumlah	1 buah

Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat *Cooler Double Pipe*

Keterangan	Cooler E
Kode Alat	CL-02
Fungsi	Mendinginkan sulfur hasil keluaran bawah SP-01
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Pendingin	<i>Water</i>
Beban Panas	5764770,8733 btu/jam
Luas <i>Transfer</i> Panas	14,0619 ft ²
<i>Annulus</i>	
<i>Flow area</i>	0,0276 ft ²
ho	10,1829 Btu/ lb/hr.ft ² .F
Re	101,4744
<i>Massa Velocity</i>	10568,2634 lb/hr.ft ²
<i>Pressure Drop</i>	0,0002 atm
OD	0,1143 m
<i>Inner</i>	

<i>Flow area</i>	0,0514 ft ²
hio	0,6322 Btu/ lb/hr.ft ² .F
ho	10,1829 Btu/ lb/hr.ft ² .F
Re	1869,2144
Massa Velocity	71220,8504 lb/hr.ft ²
<i>Pressure Drop</i>	0,0047 atm
ID	0,0779 m

VI.12. Expansion Valve

Tabel VI. 4 Spesifikasi Alat Expansion valve

Keterangan	Expansion valve A	Expansion valve B
Kode Alat	EV-01	EV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan produk keluaran RF-01 dari 4,9 atm menjadi 4 atm	Menurunkan tekanan produk keluaran SP-01 dari 4 atm menjadi 1atm
Jenis	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Re	$3,7263 \times 10^{+26}$	$3,7263 \times 10^{+26}$
Debit	62,3809 m ³ /jam	62,3809 m ³ /jam
ID	0,1023 m	0,1023 m
OD	0,1143 m	0,1143 m
Flow area	0,0082 m ²	0,0082 m ²
V	2,1148 m	2,1148 m
Jumlah	1 buah	1 buah

VI.13. Heat Exchanger

Tabel VI. 5 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	Heat Exchanger A	Heat Exchanger B
Kode Alat	He-01	He-02
Fungsi	Memanaskan larutan umpan solven C ₂ H ₆ OH	Memanaskan O ₂ dari T-03 menuju M-01
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Beban Panas	29845,9000 kj/jam	12223,3343 kj/jam
Luas <i>Transfer</i> Panas	4,1216 ft ²	0,7348 ft ²
<i>Annulus</i>		
<i>Flow area</i>	0,4583 ft ²	0,4583 ft ²
ho	0,6438 Btu/ lb/hr.ft ² .F	0,3635 Btu/ lb/hr.ft ² .F

Re	0,5298	0,0949
Massa Velocity	329,6627 lb/hr.ft ²	53,8450 lb/hr.ft ²
Pressure Drop	1,6985 x10 ⁻⁶ psi	2,3942 x10 ⁻⁸ psi
D	0,3500 ft	0,3500 ft
<i>Inner</i>		
Flow area	0,3475 ft ²	0,3475 ft ²
hi	0,2747 Btu/ lb/hr.ft ² .F	0,2747 Btu/ lb/hr.ft ² .F
Re	0,5855	0,5855
Massa Velocity	197,1959 lb/hr.ft ²	32,2087 lb/hr.ft ²
Pressure Drop	8,6579 x10 ⁻⁸ psi	5,5456 x10 ⁻¹⁰ psi
D	0,6651 ft	0,6651 ft

Keterangan	Heat Exchanger C	Heat Exchanger D
Kode Alat	He-03	He-04
Fungsi	Memanaskan umpan solven N ₂ menuju ST-01	Memanaskan O ₂ dari T-03 menuju M-01
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Beban Panas	95895,6655 kj/jam	664257,6787 kj/jam
Luas Transfer Panas	56,90 ft ²	5,9459 ft ²
<i>Annulus</i>		
Flow area	0,4583 ft ²	0,4583 ft ²
ho	0,4565 Btu/ lb/hr.ft ² .F	0,3541 Btu/ lb/hr.ft ² .F
Re	12,1828	1,2722
Massa Velocity	577,1177 lb/hr.ft ²	791,6764 lb/hr.ft ²
Pressure Drop	1,6363 x10 ⁻³ psi	9,3668 x10 ⁻⁶ psi
D	0,3500 ft	0,3500 ft
<i>Inner</i>		
Flow area	0,3475 ft ²	0,3475 ft ²
hi	0,4391 Btu/ lb/hr.ft ² .F	0,1612 Btu/ lb/hr.ft ² .F
Re	9,2187	5,6298
Massa Velocity	3332,6676 lb/hr.ft ²	473,5609 lb/hr.ft ²
Pressure Drop	2,9983 x10 ⁻⁴ psi	6,5935 x10 ⁻⁷ psi
D	0,6651 ft	0,6651 ft

VI.14. Condensor

Tabel VI. 6 Spesifikasi Alat Condensor

Keterangan	Condensor A	Condensor B
Kode Alat	CD -01	CD -02
Fungsi	Menkondensasikan gas hasil atas dari (SP-01)	Menkondensasikan gas hasil atas dari (ST-01)
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>

Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Pendingin	<i>Water</i>	<i>Water</i>
Beban Panas	1377644,4559 btu/jam	352737,4186 btu/jam
Luas <i>Transfer Panas</i>	283,9057 ft ²	794,5694 ft ²
Ud	120 Btu/lb.ft ² .F	15 Btu/lb.ft ² .F
Jumlah <i>Tube</i>	310 batang	310 batang
<i>Tube</i>		
OD <i>Tube</i>	0,0191 m	0,0191 m
ID <i>Tube</i>	0,0157 m	0,0157 m
Panjang <i>Tube</i>	4,2672 m	4,2672 m
Passes	4	4
<i>Pressure Drop</i>	0,0831 atm	0,0066 atm
<i>Shell</i>		
Passes	2	2
ID Shell	0,3874 m	0,3874 m
<i>Pressure Drop</i>	0,0034 atm	0,0010 atm
Jumlah	1 buah	1 buah

VI.15. Accumulator

Kode Alat	: ACC-01
Fungsi	: Menampung hasil keluaran kondensor pada stripper untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran yang keluar
Jenis	: Silinder tegak dengan flat bottom dan semicircular roof
Suhu desain	: 40 °C
Tekanan desain	: 1 atm
Spesifikasi :	
Kapasitas	: 7575,7576 kg/jam
Diameter kaki	: 0,5763 m
Tinggi <i>shell</i>	: 1,1525 m
Tinggi <i>head</i>	: 0,1408 m
Tinggi total	: 1.4341 m
Tebal <i>head</i>	: 0,0033 m

VI.16. Reboiler

Kode Alat	: RB-01
-----------	---------

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah ST-01 yang akan diumpankan kembali menuju ST-01 dan sisanya akan digunakan kembali sebagai solvent pada AB-01

Jenis : *Kettle Reboiler*

Spesifikasi :

ID *shell* : 0,6858 m

ID *tube* : 0,2652 m

OD *tube* : 0,0254 m

Jumlah *tube* : 215 batang

L : 16 ft

Luas transfer panas : 15,8482 ft²

Bahan : *Stainless steel*

VI.17. Pompa

Tabel VI. 7 Spesifikasi Alat Pompa

Keterangan	Pompa A	Pompa B	Pompa C	Pompa D	Pompa E	Pompa F
Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan air proses menuju melter dari bak penampungan	Mengalirkan sulfur dari MT-01 menuju RF-01	Mengalirkan metana dari PT. Badak NGL ke T-01	Mengalirkan recycle sulfur dari SP-01 menuju RF-01	Mengalirkan larutan dimethyl sulfoxide menuju T-02	Mengalirkan larutan dimethyl sulfoxide dari T-02 menuju AB-01
Jenis	<i>Multi Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Multi Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
<i>Driver</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Kapasitas pompa	312,6157 gal/min	34,8710 gal/min	59,8915 gal/min	3,4949 gal/min	68,1337 gal/min	68,1132 gal/min
<i>Head</i> pompa	72032,9943 m	10,7781 m	14,7813 m	4,3633 m	11,9048 m	10,9534 m
Daya (HP)						
<i>Power</i> pompa	61358,3540 HP	1,0747 HP	0,1598 HP	0,0753 HP	1,1286 HP	1,0714 HP
<i>Power</i> motor	76697,9425 HP	1,3268 HP	0,1997 HP	0,0942 HP	1,3436 HP	1,3066 HP
Ukuran pipa						
D nominal	0,2500 in	1,0000 in	1,0000 in	0,3750 in	2,0000 in	2,0000 in
<i>Sch</i>	40,0000	40,0000	40,0000	40,0000	40,0000	40,0000

ID	0,3640 in	1,0490 in	1,0490 in	0,4930 in	2,0670 in	2,0670 in
<i>Flow area per pipe (at)</i>	0,1040 in ²	0,8640 in ²	0,8640 in ²	0,1920 in ²	3,3500 in ²	3,3500 in ²
OD	0,5400 in	1,3200 in	1,3200 in	0,6750 in	2,3800 in	2,3800 in

Keterangan	Pompa G	Pompa H	Pompa I	Pompa J	Pompa K	Pompa L
Kode Alat	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan H ₂ S dari AB-01 menuju M-01	Mengalirkan O ₂ menuju T-03	Mengalirkan sulfur dari M-01 menuju RF-01	Mengalirkan hasil bawah dari AB-01 menuju ST-01	Mengalirkan N ₂ menuju T-04	Mengalirkan hasil bawah ST-01 menuju AB-01
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Multi Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Multi Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
<i>Driver</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>	<i>Motor electric</i>
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Kapasitas pompa	1,9633 gal/min	69,9277 gal/min	3,1913 gal/min	90,7108 gal/min	250,7518 gal/min	68,5889 gal/min
<i>Head pompa</i>	1,0889 m	247,1420 m	1,4175 m	12,2210 m	871,5516 m	10,9783 m
Daya (HP)						
<i>Power pompa</i>	0,0031 HP	4,1120 HP	0,0037 HP	1,7304 HP	43,6163 HP	1,0722 HP
<i>Power motor</i>	0,0038 HP	4,6707 HP	0,0047 HP	2,1102 HP	49,5640 HP	1,3075 HP
Ukuran pipa						

D nominal	1,5000 in	1,0000 in	1,5000 in	2,0000 in	1,0000 in	2,0000 in
<i>Sch</i>	40,0000	40,0000	40,0000	40,0000	40,0000	40,0000
ID	1,6100 in	1,0490 in	1,6100 in	2,0670 in	1,0490 in	2,0670 in
<i>Flow area per pipe (at)</i>	2,0400 in ²	0,8640 in ²	2,0400 in ²	3,3500 in ²	0,8640 in ²	3,3500 in ²
OD	1,5000 in	1,3200 in	1,5000 in	2,3800 in	1,3200 in	2,3800 in

Keterangan	Pompa M
Kode Alat	P-13
Fungsi	Mengalirkan produk O ₂ dari T-05 untuk dipasarkan
Jenis	<i>Multi Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA-240 Grade A Type 316</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow</i>
<i>Driver</i>	<i>Motor electric</i>
Jumlah	1 buah
Kapasitas pompa	0,7569 gal/min
<i>Head</i> pompa	6,3535 m
Daya (HP)	
<i>Power</i> pompa	0,0100 HP
<i>Power</i> motor	0,0124 HP
Ukuran pipa	
D nominal	1,0000 in
<i>Sch</i>	40,0000
ID	1,0490 in
<i>Flow area per pipe (at)</i>	0,8640 in ²
OD	1,3200 in

BAB VII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian dari pabrik kimia yang fungsi sebagai penunjang atau pendukung dalam berlangsungnya proses produksi pada suatu pabrik. Selain bahan baku dan bahan pembantu yang dibutuhkan dalam suatu proses produksi, unit utilitas juga dibutuhkan untuk memastikan proses produksi berlangsung sesuai target. Berikut ini merupakan beberapa unit utilitas yang terdapat pada pabrik karbon disulfide, yaitu :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unti Pembangkit Steam
3. Unti Pembangkit listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah
6. Unit Laboratorium

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

VII.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada suatu pabrik, umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber penyediaan air. Dalam merancang pabrik karbon disulfide ini, sumber air yang digunakan berasal dari Sungai Wain. Penggunaan air sungai sebagai sumber penyediaan air melalui beberapa pertimbangan, yaitu:

1. Sumber air dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya yang relatif murah.
2. Pengolahan air sungai dapat dilakukan dengan mudah dan sederhana.

Air sugai yang diperoleh dari lingkungan pabrik digunakan sebagai:

a. Pendingin

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

1. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
2. Mudah dikelola dan diatur.
3. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.

4. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam Batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
5. Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin :

1. Kepadatan, yang dapat menyebabkan kerak.
2. Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi.
3. Minyak, dapat mengganggu film corrosion inhibitor, menurunkan heat transfer coefficient, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

b. Sebagai Pemadam Kebakaran (*hydrant*) dan alat-alat pemadam lain.

c. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*).

Beberapa hal yang dibutuhkan dalam penanganan air umpan boiler, yaitu:

1. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

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

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

3. Zat yang dapat menyebabkan *foaming*.

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

d. Air rumah tangga dan sanitasi (Air domestik).

Air sanitasi yaitu air yang digunakan untuk kebutuhan sanitasi dan harus memenuhi kebutuhan kualitas tertentu :

1. Syarat fisika, meliputi :
 - Suhu : di bawah suhu udara

- Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau
2. Syarat kimia, meliputi :
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut.
 - Tidak mengandung bakteri.

VII.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai pendingin dan air proses adalah sebagai berikut :

1. Pengendapan awal.

Air sungai dialirkan dari sungai ke bak penampungan dengan menggunakan pompa utilitas (PU-01) ke *traveling screen* untuk menyaring partikel berdasarkan besar ukuran. Tahap ini bertujuan untuk memisahkan padatan-padatan atau lumpur yang terbawa Bersama dengan air sungai dengan menggunakan gaya gravitasi.

2. Pengendapan dengan cara koagulasi.

Air dari bak penampungan (BU-01) kemudian dialirkan menuju bak koagulasi dengan menggunakan pompa utilitas (PU-02) untuk ditambahkan larutan tawas 5% dan larutan kapur 5%. Larutan kapur 5% berfungsi untuk mengikat garam-garam yang terlarut dalam air sungai dan larutan tawas 5% sebagai bahan koagulan.

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

a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ (Tawas)

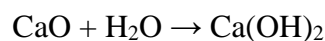
Penambahan ini menyebabkan terjadinya endapan yang disebut flock dan berfungsi sebagai flokulan.

b. Na_2CO_3

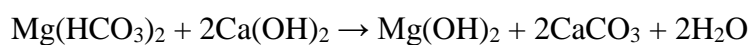
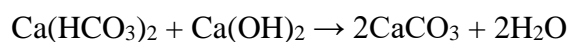
Penambahan ini berfungsi sebagai zat penetrasi.

Selain sifat fisik, sifat kimia yang sering menjadi masalah air sungai adalah kesadahan, yang terdiri dari:

1. Kesadahan Sementara merupakan kondisi saat air mengandung senyawa $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$. Untuk menghilangkan kesadahan sementara, digunakan larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang diperoleh dari CaO yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah:

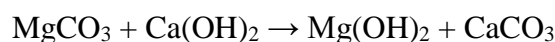
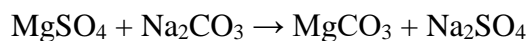
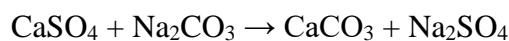


$\text{Ca}(\text{OH})_2$ ditambahkan kedalam air sadah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi:



Dari reaksi di atas terlihat larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi untuk menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alum menjadi lebih efektif.

2. Kesadahan tetap merupakan kondisi saat air mengandung senyawa-senyawa CaSO_4 , MgSO_4 , MgCO_3 . Untuk menghilangkan kesadahan tetap, maka digunakan Na_2CO_3 menurut reaksi berikut:



Pada proses pembentukan flock melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, juga membentuk gas CO_2 yang sebenarnya harus dihindarkan keberadaanya di dalam tangki atau alat proses. Gas CO_2 akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan dalam tangki itu sendiri.

3. Pemisahan dengan Clarifier.

Air dari tangki kemudian dialirkan menggunakan pompa utilitas (PU-03) menuju *clarifier*. Flok akan mengendap di dasar *clarifier* (CLU) dan keluar melalui pipa *blow down*. Sedangkan air yang terpisah dari *flok* akan mengalir ke atas menuju *sand filter* (FU).

4. Pemisahan dengan Sand Filter.

Pada tahapan ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam *bed* yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung dalam bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik, maka air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum ditambahkan gas klorin pada tangki klorinator untuk membunuh kuman. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reactor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

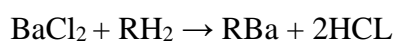
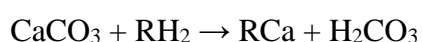
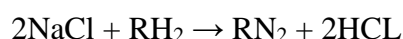
Air bersih dari bak penampung dapat digunakan sebagai air konsumsi dan sanitasi serta air pendingin. Air yang digunakan sebagai pendingin dapat digunakan kembali dengan cara membuang panas yang terserap dalam air menggunakan *cooling water* (CTU)

5. Demineralisasi.

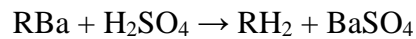
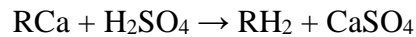
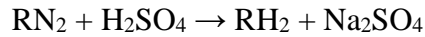
Umpan boiler membutuhkan air murni untuk memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi digunakan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm. Adapun tahapan proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. KEA (*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^+ . Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

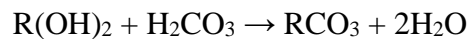
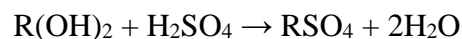
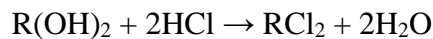


Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat 2%.

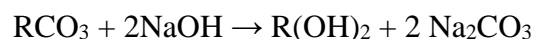
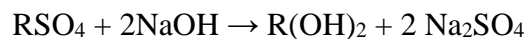
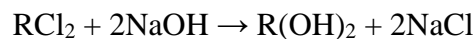


b. AEA (*Anion Exchanger*)

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negative (*anion*) yang terlarut dalam air. Air hasil *anion exchanger* kemudian dialirkan menuju *anion exchanger*. Alat ini hampir sama dengan kation exchanger namun memiliki fungsi yang berbeda yaitu mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak. Dan resin yang digunakan adalah jenis C-500P dengan notasi $\text{R}(\text{OH})_2$. Reaksi yang terjadi di dalam *anion exchanger* adalah:

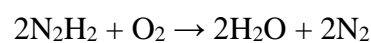


Pencucian resin yang sudah jenuh digunakan NaOH 4%. Reaksi yang terjadi regenerasi adalah:



6. Dearasi.

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 menghilangkan gas-gas terlarut dan mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*). Adapun diagram alir pengolahan air dapat ditunjukkan pada Gambar VII.1.

Adapun spesifikasi alat-alat utilitas pada unit penyediaan dan pengolahan air sebagai berikut:

1. Bak Pengendapan Awal (B-01)

Tabel VII. 1 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa pada air sungai
Jenis alat	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Volume	3391,4893 m ³
Waktu tinggal	12 jam
Jumlah air yang harus diolah	240704,7238 kg/jam
Jumlah <i>suspended solid</i>	204,5990 kg/jam
Panjang	30,0488 m
Lebar	15,0244 m
Tinggi	7,5122 m

2. Premix Tank T(T-03)

Tabel VII. 2 Spesifikasi Premix Tank

Fungsi	Mencampur air dengan tawas 5% dan CaOH 5%
Jenis alat	Tangki silinder berpengaduk
Volume	23,5883 m ³
Waktu tinggal	5 menit
Jumlah air yang harus diolah	240704,7238 kg/jam
Jumlah <i>suspended solid</i>	102,2995 kg/jam
Diameter	3,1089 m
Tinggi	3,1089 m

Spesifikasi Pengaduk	
Diameter pengaduk	0,9327 m
Lebar pengaduk	0,1865 m
Panjang pengaduk	0,2332 m
Posisi pengaduk dari dasar tangki	1,0263 m
Lebar <i>baffle</i>	0,2591 m
Putaran pengaduk	1150 rpm

3. Clarifier (CL)

Tabel VII. 3 Spesifikasi CLarifier

Fungsi	Mengendapkan flok-flok yang terbentuk pada pencampuran air dengan tawas dan CaOH
Jenis alat	<i>Circular Clarifier</i>
Volume	1130,0164 m ³
Waktu tinggal	4 jam
Diameter	17,3167 m
Tinggi cairan	4,0000 m
Tinggi <i>clarifier</i>	4,8000 m

4. *Sand Filter* (SF)

Tabel VII. 4 Spesifikasi Sand Filter

Fungsi	Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di dalam <i>clarifier</i>
Jenis alat	2 buah kolom dengan saringan pasir
Kapasitas	282,3841 m ³ /jam
Waktu tinggal	40 menit
Diameter	8,5778 m
Tinggi tumpukan	3,2593 m
Jumlah tumpukan	5,3466

5. Bak Penampung Awal (B-02)

Tabel VII. 5 Spesifikasi Bak Penampungan Awal

Fungsi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring
Jenis alat	Bak persegi yang diperkuat dengan beton bertulang dan dilapisi porselen
Jumlah air yang harus diolah	240704,7238 kg/jam
Volume	141,1920 m ³
Waktu tinggal	0,5 jam
Panjang	8,2659 m
Lebar	8,2659 m
Tinggi	2,0665 m

6. Tangki Klorinator (T-04)

Tabel VII. 6 Spesifikasi Tangki Klorinator

Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga
Jenis alat	Tangki silinder berpengaduk
Volume	0,7232 m ³
Waktu tinggal	30 menit
Jumlah air yuntut kebutuhan umum	1232,9167 kg/jam
Diameter	0,9730 m
Tinggi	0,9730 m
Spesifikasi Pengaduk	
Jenis	<i>Marine Propeller 4 Baffle</i> dalam tangki
Diameter pengaduk	0,3892 m
Lebar pengaduk	0,0778 m
Panjang pengaduk	0,0973 m
Posisi pengaduk dari dasar tangki	0,3243 m
Lebar <i>baffle</i>	0,0811 m
Putaran pengaduk	1750 rpm

7. Bak Distribusi (B-03)

Tabel VII. 7 Spesifikasi Bak Distribusi

Fungsi	Menyimpan sementara sebelum didistribusikan untuk kebutuhan air minum, rumah tangga, perkantoran, dan umum
Jenis alat	Bak persegi yang diperkuat dengan beton bertulang dan dilapisi porselen
Jumlah air untuk kebutuhan umum	1232,9167 kg/jam
Volume	34,7137 m ³
Waktu tinggal	24 jam
Panjang	3,2621 m
Lebar	3,2621 m
Tinggi	3,2621 m

8. *Cooling Tower* (CT)

Tabel VII. 8 Spesifikasi Cooling Tower

Fungsi	Me-Recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 40 °C menjadi 30 °C
Jenis alat	<i>Induced Draft Cooling Tower</i> dengan bahan isian <i>Berl Saddle</i> 1 in
Kapasitas	235,0717 m ³ /jam
Suhu awal	40 °C
Suhu akhir	30 °C
Tinggi kolom	0,3072 m
Diameter kolom	5,8420 m

9. Bak Air Pendingin (B-04)

Tabel VII. 9 Spesifikasi Bak Air Pendingin

Fungsi	Menampung sementara air pendingin sebelum didistribusikan dan digunakan di area pabrik pada setiap alat proses
Jenis alat	Bak persegi yang diperkuat dengan beton bertulang dan dilapisi porselen
Jumlah air untuk kebutuhan umum	199472,1368 kg/jam
Volume	234,0134 m ³
Waktu tinggal	1 jam
Panjang	7,7641 m
Lebar	7,7641 m
Tinggi	3,8820 m

10. *Cation Exchanger* (KE)

Tabel VII. 10 Spesifikasi Kation Exchanger

Fungsi	Menurunkan kesadahan air umpan boiler
Jenis alat	<i>Down Flow Cation Exchanger</i>
Jenis resin	<i>Natural Greensand Zeolit</i>
Jumlah air yang harus diolah	78359,5913 kg/jam
Kapasitas	91,9280 m ³ /jam
Waktu siklus	24 jam
Diameter kolom	3,9961 m
Tinggi kolom	0,3072 m
Jumlah NaCL	307,1696 kg/waktu siklus

11. *Anion Exchanger (AE)*

Tabel VII. 11 Spesifikasi Anion Exchanger

Fungsi	Menghilangkan <i>anion</i> dari air keluaran kation exchanger
Jenis alat	<i>Down Flow Anion Exchanger</i>
Jenis resin	<i>Weakly Basic Anion Exchanger</i>
Jumlah air yang harus diolah	78359,5913 kg/jam
Kapasitas	91,9280 m ³ /jam
Waktu siklus	22,5 jam
Diameter kolom	3,0954 m
Tinggi kolom	1,2171 m
Jumlah NaOH	1036,6974 kg/hari

12. Dearator (DA)

Tabel VII. 12 Spesifikasi Deaerator

Fungsi	Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O ₂ , CO ₂ , NH ₃ , dan H ₂ S
Jenis alat	<i>Cold Water Vacuum Deaerator</i>
Jumlah air yang harus diolah	78359,5913 kg/jam
Kapasitas	91,9280 m ³ /jam
Volume <i>packing</i>	183,8560 m ³
Waktu tinggal	2 jam
Diameter kolom	6,9214 m
Tinggi kolom	4,8889 m

Adapun spesifikasi pompa utilitas pada unit penyediaan dan pengolahan air sebagai berikut:

Tabel VII. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas

Keterangan	Pompa 1	Pompa 2
Kode alat	P-01	P-02
Fungsi	Memompa air sungai menuju bak pengendapan awal (B-01)	Memompa air dari bak pengendap pengendapan awal (B-01) menuju <i>premix tank</i> (T-03)
Jenis	<i>Multi Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Kapasitas pompa	338,8609 m ³ /jam	338,8609 m ³ /jam
Tenaga pompa	5,8706 HP	2,5437 HP
Tenaga motor	7,0000 HP	3,5000 HP

Keterangan	Pompa 3	Pompa 4
Kode alat	P-03	P-04
Fungsi	Memompa air dari <i>premix tank</i> (T-03) menuju <i>clarifier</i> (CL)	Memompa air dari <i>clarifier</i> (CL) menuju <i>Sand filter</i> (SF)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Kapasitas pompa	338,8609 m ³ /jam	338,8609 m ³ /jam
Tenaga pompa	2,1014 HP	2,4553 HP
Tenaga motor	3,5000 HP	3,0000 HP

Keterangan	Pompa 5	Pompa 6
Kode alat	P-05	P-06
Fungsi	Memompa air dari <i>Sand filter</i> (SF) menuju bak penampungan awal (B-02)	Memompa air dari bak penampungan awal (B-02) menuju tangki korinator (T-04)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Radial flow</i>
Kapasitas pompa	338,8609 m ³ /jam	1,7357 m ³ /jam
Tenaga pompa	2,4626 HP	0,0035 HP
Tenaga motor	3,0000 HP	0,5000 HP

Keterangan	Pompa 7	Pompa 8
Kode alat	P-07	P-08
Fungsi	Memompa air dari tangki klorinator (T-04) ke tangki air domestik (T-02)	Memompa air dari tangki klorinator (T-02) ke bak distribusi (B-03)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Radial flow</i>
Kapasitas pompa	1,7357 m ³ /jam	1,7357 m ³ /jam
Tenaga pompa	0,1803 HP	0,2310 HP
Tenaga motor	0,5000 HP	0,5000 HP

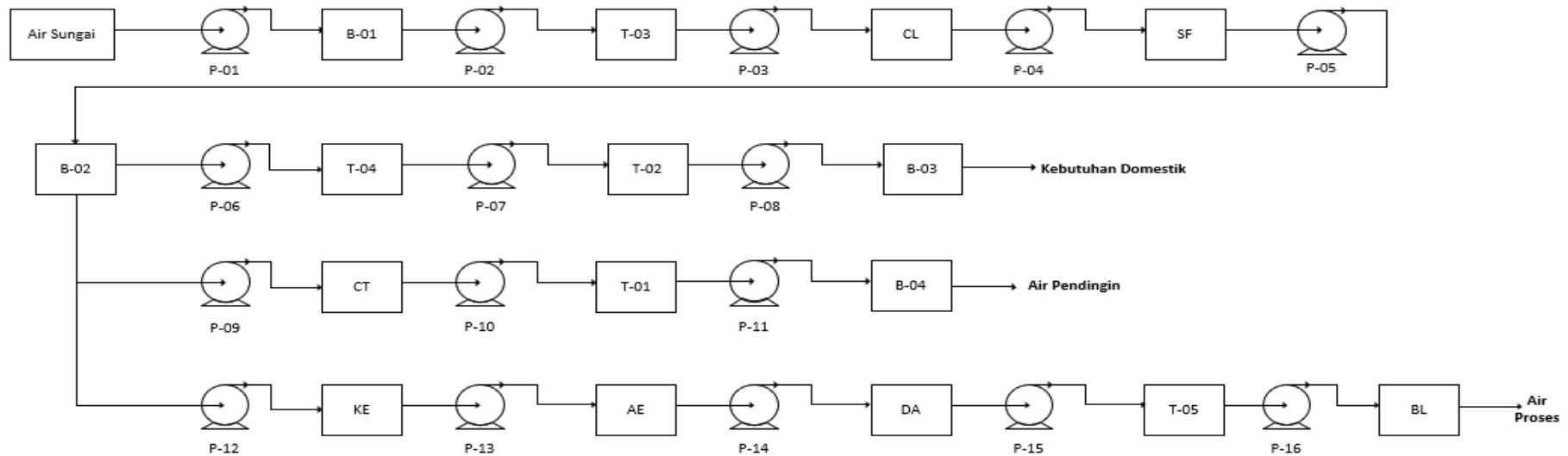
Keterangan	Pompa 9	Pompa 10
Kode alat	P-09	P-10
Fungsi	Memompa air dari bak penampungan awal (B-02) ke <i>cooling tower</i> (CT)	Memompa air dari <i>cooling tower</i> (CT) ke tangki air pendingin (T-01)

Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Kapasitas pompa	280,8142 m ³ /jam	280,8161 m ³ /jam
Tenaga pompa	0,1484 HP	0,7193 HP
Tenaga motor	0,5000 HP	1,0000 HP

Keterangan	Pompa 11	Pompa 12
Kode alat	P-11	P-12
Fungsi	Memompa air dari tangki air pendingin (T-01) ke bak air pendingin (B-04)	Memompa air dari penampungan awal (B-02) ke <i>kation exchanger</i> (KE)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Kapasitas pompa	280,8161 m ³ /jam	56,3114 m ³ /jam
Tenaga pompa	0,3585 HP	0,0217 HP
Tenaga motor	0,5000 HP	0,5000 HP

Keterangan	Pompa 13	Pompa 14
Kode alat	P-13	P-14
Fungsi	Memompa air dari <i>kation exchanger</i> (KE) ke <i>--anion exchanger</i> (AE)	Memompa air dari <i>anion exchanger</i> (AE) ke deaerator (DA)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial flow</i>	<i>Axial flow</i>
Kapasitas pompa	56,3114 m ³ /jam	56,3114 m ³ /jam
Tenaga pompa	0,0031 HP	0,0026HP
Tenaga motor	0,5000 HP	0,5000 HP

Keterangan	Pompa 15	Pompa 16
Kode alat	P-15	P-16
Fungsi	Memompa air dari deaerator (DA) ke tangki umpan boiler (T-06)	Memompa air dari tangki umpan boiler (T-06) ke boiler (BL)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Axial flow</i>
Kapasitas pompa	56,3114 m ³ /jam	56,3114 m ³ /jam
Tenaga pompa	0,0094 HP	0,0032 HP
Tenaga motor	0,5000 HP	0,5000 HP



Keterangan :

- | | | | | | | | |
|---------|------------------------|--------|--------------------|----------|------------------------|----------|-----------------------|
| 1. AE | : Anion Exchanger | 6. BL | : Boiler | 11. SF | : Sand filter | 16. T-05 | : Tangki umpan boiler |
| 2. B-01 | : Bak pengendapan awal | 7. CL | : Clarifier | 12. T-01 | : Tangki air pendingin | | |
| 3. B-02 | : Bak penampungan awal | 8. CT | : Cooling Tower | 13. T-02 | : Tangki air domestik | | |
| 4. B-03 | : Bak distribusi | 9. DA | : Deaerator | 14. T-03 | : Premix Tank | | |
| 5. B-04 | : Bak air pendingin | 10. KE | : Kation Exchanger | 15. T-04 | : Tangki klorinator | | |

Gambar VII. 1 Diagram alir pengolahan air

VII.1.3 Kebutuhan Air

1. Air Pembangkit *Steam*

Berikut ini kebutuhan pembangkit *steam* dapat dilihat pada Tabel VII.14

Tabel VII. 14 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)	Suhu, °C
1.	Heat Exchanger	HE-01	68,5354	300
2.	Heat Exchanger	HE-02	11,1941	250
3.	Heat Exchanger	HE-03	119,9801	150
4.	Heat Exchanger	HE-04	164,5859	300
5.	Reboiler	RB-01	104,4476	400
Total			468,7431	280

Air yang hilang pada saat blow down diprediksikan mencapai 20% dari kebutuhan air untuk pembuatan steam. Kebutuhan air *blow down boiler* adalah:

$$\begin{aligned} &= 20\% \times 468,7431 \text{ kg/jam} \\ &= 93,7486 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air Pendingin

Berikut kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel VII.15

Tabel VII. 15 Kebutuhan Air Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)	Suhu, °C
1.	Cooler	CL-01	88838,2942	30
2.	Cooler	CL-02	1655,4840	30
3.	Cooler	CL-03	30038,4003	30
4.	Cooler	CL-04	307,5561	10
5.	Cooler	CL-05	11129,7641	30
6.	Condensor	CD-01	45545,8411	30
7.	Condensor	CD-02	3822,9665	20
Total			181338,3062	26

Air yang hilang pada saat *make up* diprediksi mencapai 20% dari kebutuhan air pendingin. Kebutuhan air *make up* pendingin adalah :

$$\begin{aligned} &= 20\% * 181338,3062 \\ &= 36267,5512 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Air Rumah Tangga dan Sanitasi

Pabrik dirancang untuk memiliki 30 unit rumah dengan tiap rumah akan dihuni sebanyak 4 orang, dianggap setiap orang membutuhkan air sebanyak 100 kg/hari.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi} &= (30 \times 4 \times 100) \text{ kg/jam} \\ &= 12000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Air Kantor

Kebutuhan air kantor dapat dilihat pada Tabel VII.16 berikut:

Tabel VII. 16 Kebutuhan Air Kantor

Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
Air Karyawan	6400
Bengkel dan Pos Satpam	300
Poliklinik dan Kantor	400
Laboratorium dan <i>Control Room</i>	1.300
Pemadam Kebakaran dan Aula	1.500
Kantin, Masjid, dan Taman	1.000
Total	10.900

Total kebutuhan air pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel VII.17 berikut ini:

Tabel VII. 17 Total Kebutuhan Air Ur Unit Utilitas

No	Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
1	Air pendingin	181338,3062
2	Air untuk steam, <i>make-up</i>	36830,1530
3	Air keperluan domestik	1220,8333
4	<i>Over design</i> 10% total	21,938,9293
	Total	241328,2218

VII.2. Unit Pembangkit Steam

Steam yang di produksi pada pabrik karbon disulfida digunakan sebagai media pemanas. Untuk memenuhi kebutuhan steam, maka digunakan 1 unit boiler. Steam yang dihasilkan oleh boiler memiliki suhu 280 °C dan tekanan 1 atm. Jumlah steam yang dibutuhkan adalah sebesar 468,7431 kg/jam. Berikut ini merupakan spesifikasi dari boiler yang digunakan:

Tabel VII. 18 Spesifikasi Boiler

Fungsi	Membuat steam jenuh pada tekanan 1 atm
Jenis alat	<i>Water Tube Boiler</i>
Kapasitas	48615,8019 kg/jam
Luas transfer panas	374,0083 m ²
Jumlah kebutuhan bahan bakar	3032,9057 kg/jam
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu air umpan boiler	40 °C
Suhu steam jenuh	280 °C
Spesifikasi Tube	
OD	2 in
ID	1,834 in
Luas permukaan 1 <i>tube</i>	0,0200 m ²
Jumlah <i>tube</i>	18663 buah

VII.3. Unit Pembangkit Listrik

Listri yang digunakan untuk mengoperasikan alat-alat proses adalah sebagai berikut:

- | | |
|---|-----------------|
| a. Listrik alat proses utilitas | = 55247,9427 kW |
| b. Listrik alat instrumentasi dan control | = 2763,5058 kW |
| c. Listrik laboratorium, perkantoran, dan lain-lain | = 13817,5423 kW |
| Listrik Total | = 88243,8499 kW |

Total kebutuhan listrik diperkirakan sebesar 80% yaitu 88243,8499 kW digunakan sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan. Sehingga listrik cadangan yang dihasilkan generator adalah sebesar 450 kW. Dengan rincian sebagai berikut:

Tabel VII. 19 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (HP)	
				@	Total
1	<i>Belt conveyer</i>	BC-01	1	1,2383	1,2383
2	<i>Bucket elevator</i>	BE-01	1	0,9130	0,9130
3	Pompa	P-01	1	61358,3540	61358,3540
4	Pompa	P-02	1	1,0747	1,0747
5	Pompa	P-03	1	0,1598	0,1598
6	Pompa	P-04	1	0,0753	0,0753
7	Pompa	P-05	1	1,1286	1,1286
8	Pompa	P-06	1	1,0714	1,0714
9	Pompa	P-07	1	0,0031	0,0031
10	Pompa	P-08	1	4,1102	4,1102
11	Pompa	P-09	1	0,0037	0,0037
12	Pompa	P-10	1	1,7304	1,7304
13	Pompa	P-11	1	43,6163	43,6163
14	Pompa	P-12	1	1,0722	1,0722
15	Pompa	P-13	1	0,0100	0,0100
TOTAL					61414,5610

Tabel VII. 20 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (HP)	
				@	Total
1	<i>Premix tank</i>	T-03	1	5500,0000	5500,0000
2	Tangki klorinator	T-04	1	200,0000	200,0000
3	<i>Cooling tower (fan)</i>	CT	1	250,0000	250,0000
4	<i>Blower</i>	BW2	1	3,0000	3,0000
5	Kompresor udara	K	1	4,5000	4,5000
6	Pompa	P-01	1	7,0000	7,0000
7	Pompa	P-02	1	3,5000	3,5000
8	Pompa	P-03	1	3,5000	3,5000
9	Pompa	P-04	1	3,0000	3,0000
10	Pompa	P-05	1	3,0000	3,0000
11	Pompa	P-06	1	0,5000	0,5000
12	Pompa	P-07	1	0,5000	0,5000
13	Pompa	P-08	1	0,5000	0,5000
14	Pompa	P-09	1	0,5000	0,5000
15	Pompa	P-10	1	1,0000	1,0000
16	Pompa	P-11	1	0,5000	0,5000
17	Pompa	P-12	1	0,5000	0,5000
18	Pompa	P-13	1	0,5000	0,5000
19	Pompa	P-14	1	0,5000	0,5000
20	Pompa	P-15	1	0,5000	0,5000
21	Pompa	P-16	1	0,5000	0,5000
TOTAL					5983,5000

Tabel VII. 21 Kebutuhan Listrik Lain-Lain

No.	Lokasi	Luas	Lux	Lumen
		m ²		
1	Perkantoran	720	150	108000
2	Pos keamanan/Satpam	32	300	9600
3	Aula	450	150	67500
4	Parkir karyawan dan tamu	352	300	105600
5	Koperasi	72	150	10800
6	Klinik	120	300	36000
7	Masjid	168	3000	504000
8	Kantin	112	150	16800
9	<i>Maintenance</i>	288	3000	864000
10	<i>Fire and Safety</i>	224	300	67200
11	Gudang	220	150	33000
12	Laboratorium	192	150	28800
13	Area utilitas	240	300	72000
14	Area proses	2275	3000	682500
15	Area penyimpanan	900	150	135000
16	Tempat pengolahan limbah	320	3000	96000
17	Jalan dan Taman	2400	3300	7200000
18	Area perluasan	2200	3000	7260000
TOTAL		11285	20850	23439300

Tabel VII. 22 Spesifikasi Generator

Fungsi	Membangkitkan Listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum
Jenis alat	Generator Diesel
Power	450 kW
Bahan bakar	Solar
Effisiensi pembakaran	75%
Kebutuhan bahan bakar	96,3972 kg/jam

VII.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini menyediakan bahan bakar untuk menghidupkan boiler dan generator. Boiler dan generator menggunakan bahan bakar yang sama yaitu solar.

Pada generator kapasitas terpasang 450 kW. Tenaga yang harus disediakan oleh bahan bakar 450 kW. Bahan bakar *boiler* menggunakan solar sebanyak 758,2264 kg/jam. Sedangkan bahan bakar generator menggunakan solar sebanyak 24,0993 kg/jam. Sehingga total bahan bakar yang dibutuhkan adalah 782,3257 kg/jam.

Tabel VII. 23 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan bakar <i>boiler</i> (BL) untuk kebutuhan selama 7 hari dan menyimpan bahan bakar generator (G) untuk kebutuhan mendadak selama 2 hari
Jenis alat	Tangki silinder dengan <i>Conical Roof</i> dan <i>Flat Bottomed</i>
Kebutuhan bahan bakar <i>boiler</i>	758,2264 kg/jam
Kebutuhan bahan bakar <i>boiler</i> (7 hari)	127382,0401 kg/jam
Kebutuhan bahan bakar generator	24,0993 kg/jam

Kebutuhan bahan bakar generator (2 hari)	1156,7659 kg/jam
Volume bahan bakar	146,0668 m ³
Volume tangki	175,2802 m ³
Diameter tangki	8,4129 m
Tinggi tangki	3,1548 m

VII.5. Unit Penyedia Udara Tekan

Unit ini menyediakan udara tekan yang berfungsi untuk menggerakkan alat-alat instrument, proses pemanasan atau pendinginan dan lain-lain. Udara tekan dihasilkan dari sebuah kompresor dengan tekanan tertentu.

Tabel VII. 24 Spesifikasi Unit Udara Tekan

Fungsi	Menyediakan udara tekan 4 atm untuk keperluan alat instrumentasi dan kontrol
Jenis alat	<i>Single Stage Centrifugal Compressor</i>
Suhu	40 °C
Tekanan	4 atm
Jumlah kebutuhan udara tekan	63,7714 kg/jam
Kapasitas kompresor	79,7143 kg/jam
Power motor	5 HP
Efisiensi	82,5 %

Tabel VII. 25 Spesifikasi Tangki Udara Tekan

Fungsi	Menyimpan kebutuhan udara tekan untuk kebutuhan 7 hari
Jenis alat	Tangki silinder dengan <i>Conical Roof</i> dan <i>Flat Bottomed</i>
Kebutuhan bahan udara tekan	63,7714 kg/jam
Kebutuhan bahan udara tekan (7 hari)	10713,5963 kg/jam

Volume bahan bakar	8927,9969 m ³
Volume tangki	10713,5963 m ³
Diameter tangki	33,1394 m
Tinggi tangki	12,4273 m

VII.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pabrik karbon disulfida ini berupa limbah cair, padat, dan gas yang diperoleh dari alat proses maupun buangan lainnya. Limbah ini harus diolah terlebih dahulu di unit pengolahan limbah sebelum dibuang agar tidak mencemari lingkungan.

VII.6.1 Pengolahan Limbah Cair

Limbah cair buangan karbon disulfida ini, berupa:

1. Air yang mengandung zat kimia dari alat-alat proses.
2. Buangan sanitasi/domestik, air buangan yang berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran dikumpulkan dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.
3. *Backwash filter*, air berminyak dari pompa dipisahkan berdasarkan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke penampungan minyak dan diolah dengan cara dibakar di tungku pembakaran, sedangkan air kemudian dinetralkan terlebih dahulu sebelum dibuang.

Adapun pengolahan limbah cair dapat dilakukan sebagai berikut:

1. Pengolahan primer, meliputi pengendapan dan netralisasi. Metode pengendapan adalah metode utama dalam pengolahan limbah cair, limbah cair akan didiamkan di tangki pengendapan agar partikel- partikel padat yang tersuspensi dapat mengendap ke dasar tangki untuk dipisahkan dari air dan diolah lebih lanjut. Kemudian netralisasi bertujuan untuk menetralkan pH cairan yang terjadi kenaikan selama pengendapan.

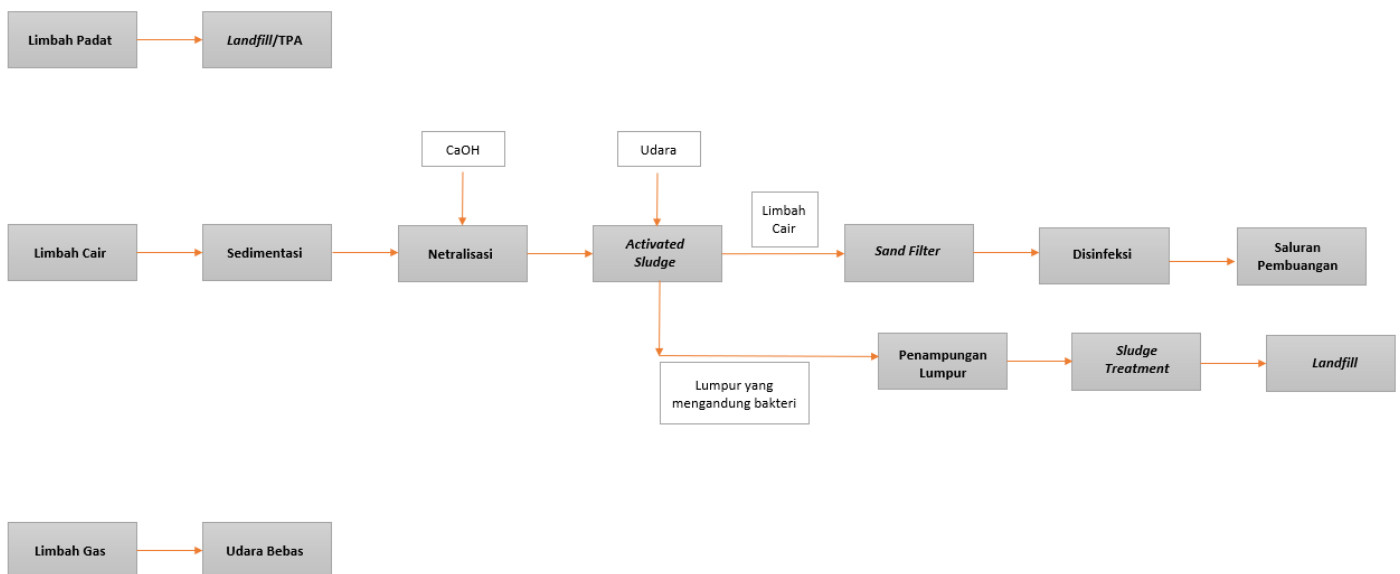
2. Pengolahan sekunder, meliputi pengolahan secara biologis, yaitu melibatkan mikroorganisme yang dapat mengurai/mendegradasi bahan organik.
3. Pengolahan tersier, dilakukan jika setelah pengolahan primer dan sekunder belum maksimal dan masih terdapat zat yang berbahaya bagi lingkungan. Contohnya, metode saringan pasir, *precoal filter*, *vacuum filter*, penyerapan dengan karbon aktif, pengurangan besi dari mangan, dan osmosis bolak-balik.
4. Desinfeksi, bertujuan mengurangi mikroorganisme patogen yang ada di dalam limbah cair.
5. Pengolahan lumpur, di mana mengolah endapan lumpur yang dihasilkan oleh pengolahan primer, sekunder, dan tersier, akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur yang akan diolah dengan cara diurai secara aerob sebelum disalurkan ke lahan pembuangan atau ke sungai.

VII.6.2 Pengolahan Limbah Padat

Limbah padat yang berasal dari domestik, seperti seperti kertas dan plastik, sampah tersebut ditampung kemudian diteruskan ke dalam bak penampungan sebelum dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA), sedangkan limbah garam-garam mineral dapat diolah dengan cara penimbunan di dalam tanah (landfill).

VII.6.3 Pengolahan Limbah Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan-bahan buangan gas, maka dilakukan penanganan bahan buangan tersebut dengan cara membuat stack/cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuang asap untuk dibuang ke udara bebas. Adapun sistem pengolahan masing-masing limbah dapat ditunjukkan pada Gambar VII.2. berikut:



Gambar VII. 2 Diagram Alir Pengolahan Limbah

VII.7. Laboratorium

Keberadaan laboratorium dalam suatu pabrik sangat penting untuk mengendalikan mutu dan kualitas produksi. Pengendalian ini harus dilakukan secara rutin dan berkesinambungan. Selain berperan sebagai sarana pemeriksaan mutu, peran lain keberadaan laboratorium ini adalah pengendalian pencemaran lingkungan.

1. Tugas Pokok Laboratorium

- Memeriksa bahan baku metana dan sulfur yang akan digunakan untuk diuji kualitasnya terlebih dahulu sebelum dipindahkan ke tangki penyimpanan.
- Memeriksa bahan pembantu yang akan digunakan selama proses produksi.
- Menganalisa dan meneliti produk karbon disulfida dan hidrogen sulfida yang akan dipasarkan.
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.
- Memeriksa kadar buangan/limbah sebelum dibuang ke lingkungan.
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.

2. Program Kerja Laboratorium

- Laboratorium Fisik (Pengamatan)

Laboratorium ini melakukan analisa secara fisika terhadap semua aliran yang berasal dari produksi maupun tangki. Pengamatan dan pemeriksaan dilakukan terhadap mulai dari bahan baku (viskositas, densitas, kemurnian, dan titik didih), produk (kemurnian, specific gravity), utilitas (pH keasaman/kebasaan), dan hardness.

b. Laboratorium Analitik

Laboratorium ini melakukan analisa secara kimiawi terhadap bahan baku (impuritis), bahan pembantu, produk akhir, analisa air (kandungan logam berat).

c. Laboratorium Perlindungan Lingkungan

Laboratorium ini memiliki peranan sangat penting dalam sebuah pabrik. Laboratorium ini melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir.

3. Alat-alat Utama Laboratorium

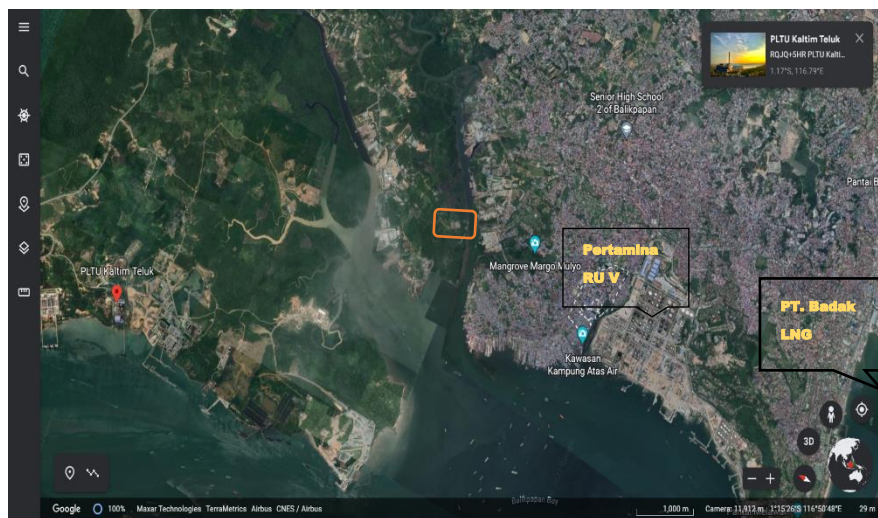
- a. Water Content Tester, untuk menganalisa kadar air dalam produk.
- b. Viscocimeter Bath, untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.
- c. Hydrometer, untuk mengukur specific gravity.
- d. Thermoline, untuk mengukur titik leleh.

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan suatu lokasi harus dilakukan dengan tepat dan baik dengan mempertimbangkan faktor perencanaan dimasa mendatang dan kemudahan pengoperasian yang menyangkut faktor produksi dan distribusi. Pabrik karbon disulfida direncanakan akan didirikan di Balikpapan, Kalimantan Timur.



Gambar VIII. 1 Rencana Lokasi Pembangunan Pabrik Karbon Disulfida

Ada beberapa faktor pertimbangan untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan dan pemeliharaan pada pabrik. Beberapa faktor pertimbangan sebagai berikut:

VIII.1.1 Sumber Bahan Baku

Faktor yang paling penting dalam pertimbangan pembangunan sebuah pabrik adalah sumber bahan bakunya, dimana hal tersebut dapat mengurangi biaya masuknya barang dari pelabuhan. Lokasi pabrik ini berdekatan dengan PT. Badak LNG yang menjadi pemasok gas metana dan PT. Candi Ngrimbi yang memproduksi bahan baku sulfur dengan kapasitas 14 ton/hari.

VIII.1.2 Utilitas

Unit penyediaan air mudah diperoleh dan murah dikarenakan lokasi pabrik yang berada di kawasan sungai wain dengan debit 113.60 m³/detik

maka kebutuhan air untuk proses produksi dapat terpenuhi. Lokasi dari pabrik ini berdekatan dengan PLTU Teluk Kalimantan Timur dan PT. Pertamina RU V Balikpapan, sehingga penyediaan bahan bakar serta listrik dapat di peroleh dengan mudah.

VIII.1.3 Keadaan iklim

Balikpapan memiliki kondisi iklim yang cukup stabil, dimana daerah ini memiliki suhu yang bervariasi dari 24°C hingga 31°C dan jarang peadi bawah 23°C atau di atas 32°C. Letak lokasi yang dipilih juga jarang terjadi bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

VIII.1.4 Transportasi

Jalur laut dan darat dapat digunakan untuk keperluan transportasi dalam pemasaran dan pengangkutan produk. Pelabuhan dapat digunakan sebagai tempat berlabuhnya kapal yang membawa produk dan bahan baku. Dengan sarana transportasi yang baik dapat melancarkan proses pemasaran dan produksi secara domestik dan internasional.

VIII.1.5 Pemasaran Produk

Balikpapan sangat cocok dijadikan sebagai pasar karbon disulfida karena tergolong ke dalam daerah industri kimia yang terus berkembang. Dengan adanya Pelabuhan semayang dapat mempermudah memasarkan produk ke luar pulau melalui jalur laut, seperti ke PT. Pabrik Tekstil Kasrie yang terletak di Yogyakarta, PT. Klip Plastik Indonesia yang terletak di Banten, dan pabrik industri lain yang menggunakan karbon disulfida sebagai bahan baku produksi.

VIII.1.6 Tenaga Kerja

Diperlukan tenaga kerja yang memiliki keterampilan dan terdidik maupun tenaga kasar pada pabrik ini. Tenaga kerja yang dimaksud bisa didapat dari sekitar lokasi pabrik.

VIII.2. Layout Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat kerja karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan.

Dalam merancang tata letak bangunan pabrik dan tata letak alat-alat proses perlu memperhatikan beberapa hal, diantaranya :

1. Pengoperasian, pengontrolan dan perbaikan semua peralatan proses harus mudah untuk dilakukan.
2. Segi keselamatan kerja harus diperhatikan dan diprioritaskan.
3. Penempatan harus seefisien mungkin, sehingga tidak menghambat jalannya produksi.
4. Distribusi utilitas yang ekonomis dan efisien.
5. Pemipaan dan sarana transportasi dalam pabrik harus diperhatikan, agar tidak terjadi tabrakan maupun kecelakaan lainnya dalam pemasangan.
6. Alat-alat proses dikelompokkan dalam unit-unit alat proses, sehingga jika terjadi kecelakaan pada salah satu alat tidak akan menghambat alat proses lain. Unit-unit alat dikelompokkan dalam suatu blok yang dipisahkan oleh jalan.
7. Setiap unit jalan harus dapat dicapai paling sedikit dua rute dalam pabrik.
8. Jarak antara jalan dengan alat proses harus cukup lebar, agar dapat menghindari terjadinya senggolan dengan arus lalu lintas kendaraan yang lewat di sekitar kawasan tersebut.
9. Jarak antara tangki penyimpanan minimal sama dengan diameter tangki terbesar.
10. Unit utilitas ditempatkan dekat dengan area proses, sehingga menjamin operasi tetap berjalan dengan aman dan efisien.
11. Peralatan diletakkan tidak bertumpuk sehingga memudahkan dalam perawatan dan pemeliharaan alat-alat tersebut.
12. Bangunan perkantoran dan fasilitas administrasi lainnya didirikan cukup jauh dari area proses.
13. Disediakan area untuk perluasan pabrik apabila diperlukan di masa mendatang.

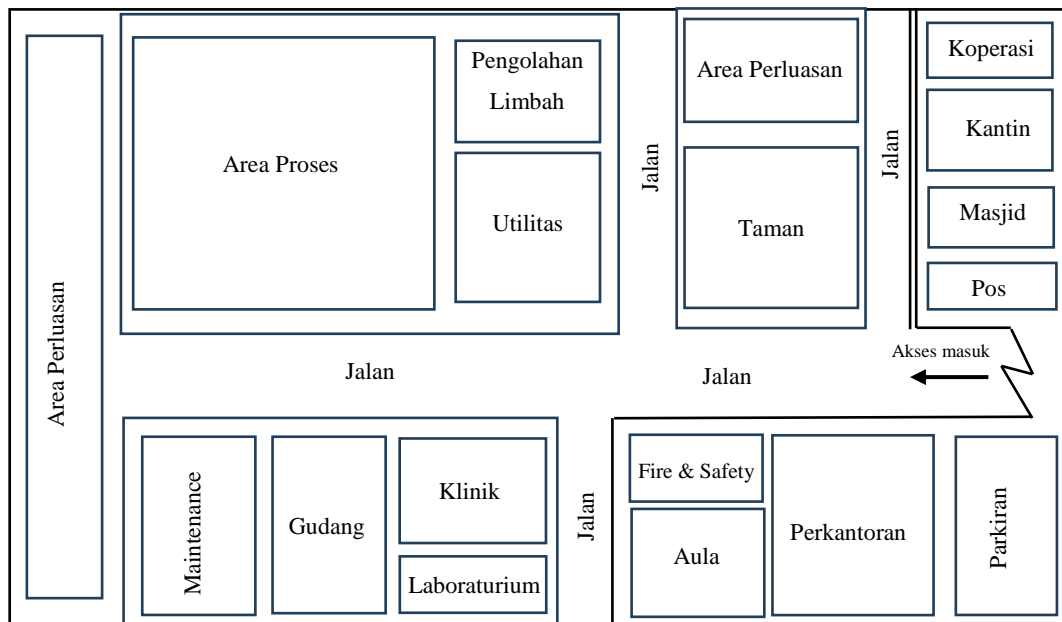
14. Fasilitas mess tempat tinggal didirikan terpisah dari lokasi pabrik, sehingga kenyamanan karyawan dapat terjamin dengan aman.

Pabrik Karbon disulfida ini direncanakan akan dibangun di atas lahan area seluas 11.285 m². Untuk perincian penggunaannya dapat dilihat pada Tabel VIII.2. berikut:

Tabel VIII. 1 Perincian Penggunaan Luas Tanah

No.	Jenis Bangunan	Luas (m ²)
1.	Perkantoran	720
2.	Pos Keamanan/Satpam	32
3.	Aula	450
4.	Parkir Karyawan dan Tamu	352
5.	Koperasi	72
6.	Klinik	120
7.	Masjid	168
8.	Kantin	112
9.	Maintenance	288
10.	Fire and Safety	224
11.	Gudang	220
12.	Laboratorium	192
13.	Utilitas	240
14.	Area Proses	2.275
15.	Area Penyimpanan	900
16.	Tempat Pengolahan Limbah	320
17.	Jalan dan Taman	2.400
18.	Area Perluasan	2.200
Luas Tanah		11.285
Luas Bangunan		6.685
Total		11.285

Sedangkan untuk gambar lokasi pabrik karbon disulfida yang berupa tata letak bangunan pabrik dapat dilihat pada Gambar VIII.2. berikut ini.



Gambar VIII. 2 Tata Letak Pabrik Karbon Disulfida

VIII.3. Layout Peralatan

Tata letak proses dibuat sesuai dengan urutan kerja dan fungsi alat. Hal ini bertujuan untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kemudahan kerja karyawan. Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam merencanakan tata letak proses yang efisien antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan dari segi ekonomis, dan memberikan keamanan bagi karyawan serta kelancaran produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan agar dapat berjalan lancar Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu juga perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan untuk alat proses harus memadai, terkhusus pada tempat yang berisiko tinggi diperlukan cahaya yang lebih besar pula untuk keselamatan.

4. Lalu lintas manusia

Dalam merencanakan layout alat proses untuk diperhatikan agar pekerja dapat mencapai semua alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses, pekerja dapat segera memperbaiki dengan cepat sehingga kelancaran produksi tidak terganggu. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya konstruksi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik. Biaya konstruksi dapat diminimalisir dengan perencanaan tata letak yang memberikan jarak pendek antar pipa-pipa proses dan kebutuhan bahan konstruksi yang sedikit.

6. Lalu lintas alat berat

Sebaiknya diberikan jarak yang cukup lebar antar alat proses, karena agar memudahkan seandainya ada alat berat yang digunakan untuk memperbaiki alat yang mengalami gangguan.

7. Jarak antar alat proses

Alat proses yang suhu dan tekanan tinggi diletakkan terpisah dengan alat proses lainnya. Apabila terjadi kebakaran atau ledakan pada alat tersebut, tidak mengganggu kinerja alat-alat proses lainnya.

8. Kemudahan dalam pengoperasian

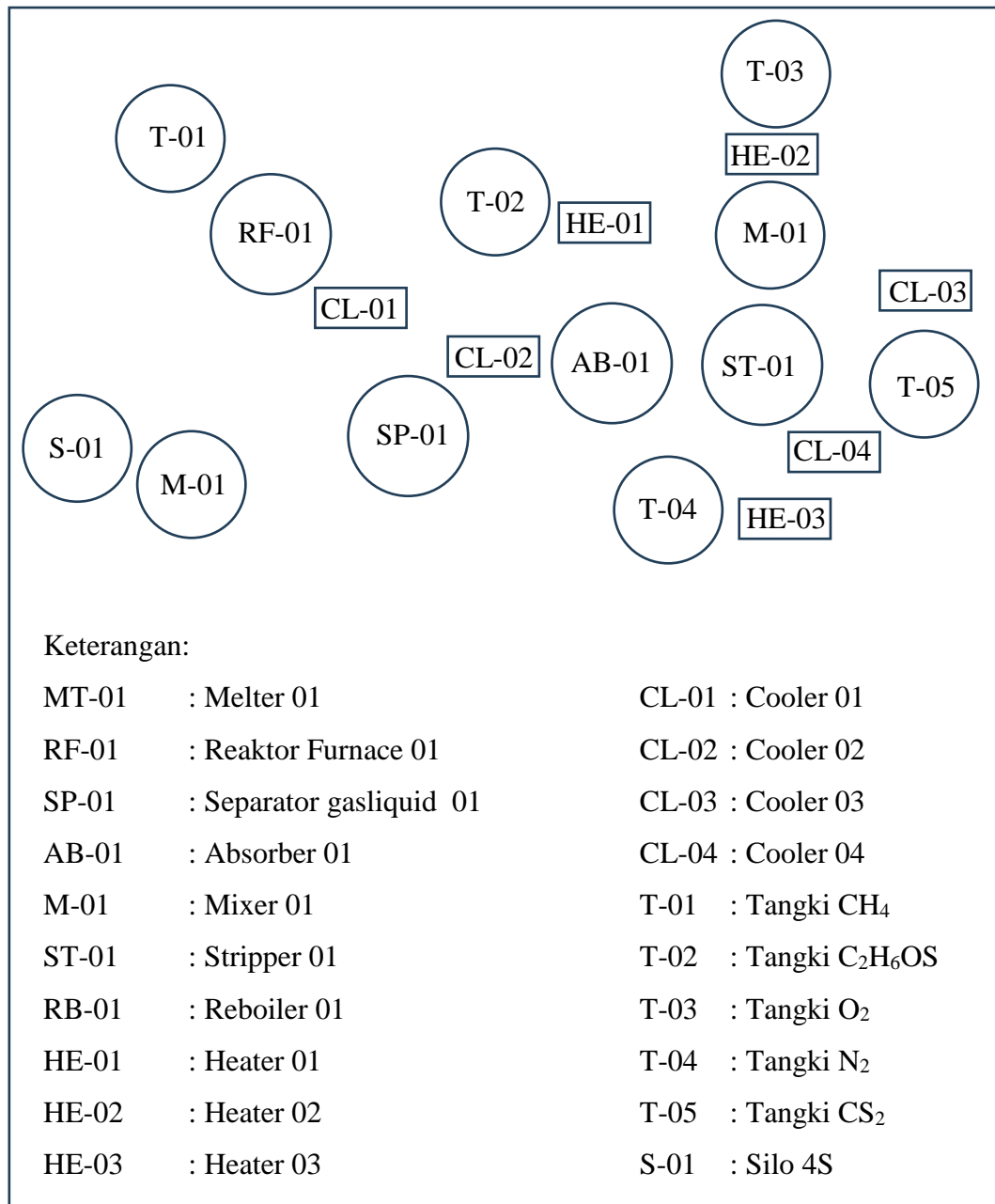
Peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat ruang kontrol. Bagian alat proses seperti Valve, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

Keuntungan perencanaan tata letak alat proses dengan baik:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lahan.

- c. Biaya material handling menjadi rendah dan menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk yang tidak penting.
- d. Pendistribusian utilitas yang mudah.

Untuk tata letak alat-alat proses pada pabrik karbon disulfida ini dapat dilihat pada Gambar VIII.3. berikut ini



Gambar VIII. 3 Tata Letak Alat Proses

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Organisasi Perusahaan

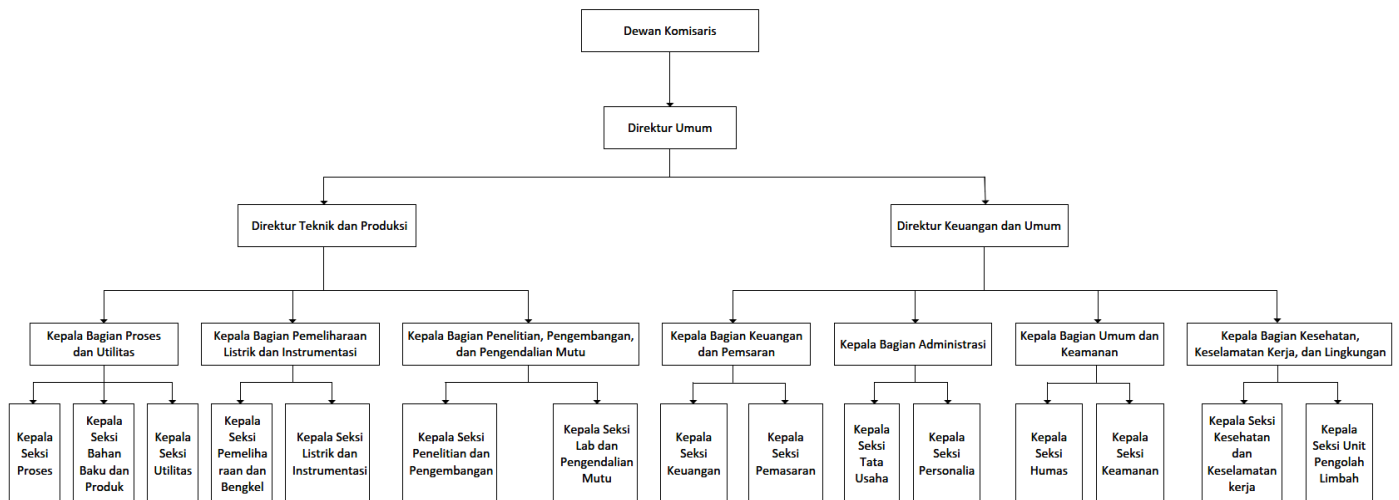
Pabrik karbon disulfida direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu bentuk persekutuan yang modalnya berasal dari beberapa pemegang saham yang terdapat memiliki satu atau beberapa saham. Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas ini didasarkan pada ketentuan sebagai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

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

IX.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi adalah salah satu faktor penting penunjang kemajuan perusahaan. Agar sistem organisasinya dapat berjalan dengan baik, maka diperlukan beberapa pedoman antara lain ialah perumusan tujuan perusahaan, pembagian tugas kerja, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem

pengendalian tugas kerja, dan organisasi perusahaan. Agar organisasi perusahaan berkembang, maka kinerja sumber daya manusia harus baik dan teratur. Berikut adalah gambar struktur organisasi yang akan diterapkan pada pabrik ini.



Gambar IX. 1 Struktur Organisasi

IX.3. Tugas dan Wewenang

IX.3.1 Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih dalam RUPS untuk mewakili para pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan Komisaris ini bertanggung jawab kepada RUPS. Tugas-tugas Dewan Komisaris ialah mengadakan rapat tahunan para pemegang saham, menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan, meminta laporan pertanggung jawaban direktur secara berkala, serta melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas Direktur.

IX.3.2 Direktur

Direktur Pimpinana utama di dalam pabrik pembuatan karbon disulfida ini dijabat oleh seorang direktur. Tugas dari direktur tersebut adalah memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien, Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS, mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian- perjanjian dengan

pihak ketiga, mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan, merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personal yang bekerja pada perusahaan.

Dalam menjalankan pabrik karbon disulfida, Direktur dibagi menjadi dua orang direktur dengan masing-masing membawahi departemen. Adapun kedua departemen itu dalam perusahaan adalah sebagai berikut :

1. Direktur Teknik dan Produksi

Bertugas dalam memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium. Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh tiga kepala bagian, yaitu Kepala bagian Proses dan Utilitas, Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi, dan Kepala Bagian Penelitian Pengembangan dan Pengendalian Mutu.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Bertugas dalam bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, dan keamanan. Direktur Keuangan dan Umum dibantu oleh empat kepala bagian, yaitu Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran, Kepala Bagian Administrasi, Kepala Bagian Umum dan Keamanan, dan Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan.

IX.3.3 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian terdiri dari:

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang kelancaran jalannya proses, kelancaraan penyediaan bahan baku, kelancaran penyediaan utilitas serta mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian ini dibantu oleh tiga kepala seksi, yaitu Kepala Seksi Proses, Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk, Kepala Seksi Utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumen

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi, melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik, serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik. Kepala Bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel, dan Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam menyelenggaraan penelitian dan pengkajian serta menyiapkan rekomendasi perizinan dibidang penelitian serta ilmu pengetahuan dan teknologi, dan mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan. Kepala bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan, dan Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam mengelola keuangan, anggaran serta menyusun strategi pemasaran produk sesuai dengan anggaran perusahaan. Kepala Bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Kepala Seksi Keuangan, dan Kepala Seksi Pemasaran.

5. Kepala Bagian Administrasi

Bertanggung jawab terhadap menyediakan sarana administrasi dan kebutuhan dana, mengatur administrasi perkantoran, membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis. Kepala bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Kepala Seksi Tata Usaha, dan Kepala Seksi Personalia.

6. Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Bertanggung jawab dalam mengatur hubungan antara perusahaan dengan karyawan maupun konsumen serta menjaga keamanan baik internal dan eksternal yang berkaitan dengan perusahaan. Kepala bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Kepala Seksi Humas dan Kepala Seksi Keamanan.

7. Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan

Bertanggung jawab terhadap hal-hal yang berkaitan dengan kesehatan karyawan, keselamatan kerja di perusahaan, dan dampak proses produksi terhadap lingkungan. Dalam menjalankan tugas Kepala Bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja, dan Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah.

IX.4. Pembagian Jam Kerja

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

IX.4.1 Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktur utama, direktur teknik dan produksi, direktur umum dan keuangan, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Jam kerja karyawan non shift ditetapkan sesuai Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomer: Kep. 234/Men/2003 yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu dan jam kerja selebihnya dianggap lembur.

Tabel IX. 1 Waktu Kerja Non Shift

Hari	Waktu Kerja
Senin – Kamis	08.00 – 12.00
	12.00 – 13.00 (Istirahat)
	13.00 – 16.00
Jumat	08.00 – 11.00
	11.00 – 13.00 (Istirahat)
	13.00 – 16.00
Sabtu	08.0 – 12.00

IX.4.2 Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan

shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift selama 8 jam dengan pembagian shift sebagai berikut:

Tabel IX. 2 Waktu Kerja Shift

<i>Shift</i>	Waktu
I	08.00 – 16.00
II	16.00 – 24.00
III	24.00 – 08.00
L	Libur

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

Tabel IX. 3 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

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

Keterangan: A, B, C, D adalah nama *regu shift*

P = *Shift* pagi; S = *Shift* siang; M = *Shift* malam; L = Libur

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Dari data karyawan shift dan non shift jumlah karyawan pada pabrik karbon disulfida adalah 163 orang. SDM yang digunakan dalam pabrik karbon disulfida ini perlu diperhatikan. Adapun perinciannya dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel IX. 4 Perincian Tugas dan Keahlian

Tugas	Keahlian
Direktur Utama	S-2/S-3 Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Produksi	S-2/S-3 Teknik Kimia
Direktur Keuangan dan Umum	S-1/S-2 Ekonomi
Kepala Bagian Proses dan Utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	S-1 Teknik Industri
Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Administrasi	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Umum dan Keamanan	S-1/SMA
Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	S-1 Teknik Elektro
Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Keuangan	S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Tata Usaha	S-1/SMA
Kepala Seksi Personalia	S-1 Hukum
Kepala Seksi Humas	S-1 Fisip
Kepala Seksi Keamanan	S-1/SMU
Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah	S-1 Teknik Kimia
Satpam	SMU
Sekretaris	S-1/SMU
Medis	Dokter
Paramedis	S-1 Perawat
Sopir	SMU
Cleaning Service	SMU

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

IX.6.1 Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap

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

2. Karyawan harian

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

3. Karyawan borongan

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

IX.6.2 Sistem Gaji

Sistem gaji pegawai di perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

1. Gaji bulanan

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

2. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan.

Tabel IX. 5 Perincian Gaji Pegawai

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	30.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000	30.000.000
Kepala Bagian	7	25.000.000	175.000.000
Kepala Seksi	15	10.000.000	150.000.000
Karyawan Proses	20	8.000.000	160.000.000
Laboran	5	4.000.000	20.000.000
HSE	6	4.000.000	24.000.000
Karyawan Lain	30	3.700.000	111.000.000
Satpam	10	3.000.000	30.000.000

Sekretaris	2	4.250.000	8.500.000
Medis	2	4.150.000	8.300.000
Paramedis	5	4.000.000	20.000.000
Sopir	5	3.000.000	15.000.000
<i>Cleaning Service</i>	10	3.000.000	30.000.000
Total	120		856.000.000,00

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

IX.7.1 Tunjangan

Tunjangan yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa :

1. Tunjangan gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

IX.7.2 Pakaian Kerja

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

1. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
 - b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
2. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
3. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK) ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000/bulan.

IX.8. Manajemen Perusahaan

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

Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi yaitu mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana serta dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar tidak terjadi penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan merupakan suatu tolak ukur untuk kegiatan operasional, agar penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

EVALUASI EKONOMI

Dalam prarancangan pabrik diperlukan evaluasi ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Untuk itu prarancangan pabrik karbon disulfida dibuatkan evaluasi atau penilaian investasi, yang ditinjau dengan metode:

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

Untuk meninjau metode-metode di atas perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penafsiran Modal industri (Total Capital Investment) yang terdiri dari
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal Kerja (Working Capital)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (Total Production Cost) yang terdiri dari:
 - a. Biaya Pengeluaran (Manufacturing Cost)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (General Expense)
3. Total Pendapatan (Sales Price)

X.1. Dasar Perhitungan

Pabrik Karbon disulfida akan didirikan pada tahun 2028.

Kapasitas produksi : 60.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Penafsiran Harga Alat

Evaluasi ekonomi dihitung berdasarkan biaya pendirian pabrik, biaya produksi, dan hasil penjualan yang diharapkan. Cara penafsiran biaya dan biaya evaluasi ekonomi ini menggunakan metode indeks biaya. Harga-harga yang diperoleh berdasarkan indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Index*.

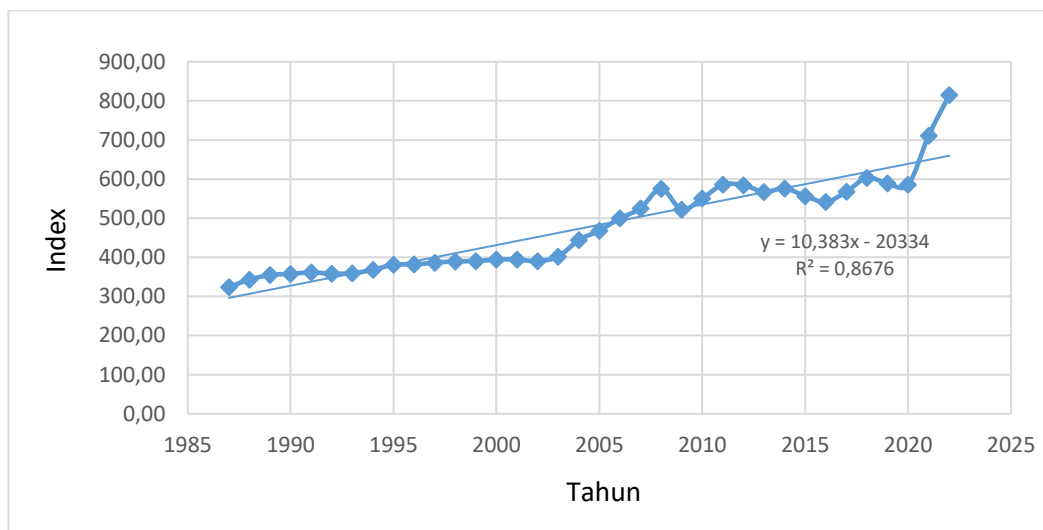
Tabel X. 1 Indeks Harga

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun ke-)
1987	324,00	1
1988	343,00	2
1989	355,00	3
1990	357,60	4
1991	361,30	5
1992	358,20	6
1993	359,20	7
1994	368,10	8
1995	381,10	9
1996	381,70	10
1997	386,50	11
1998	389,50	12
1999	390,60	13
2000	394,10	14
2001	394,30	15
2002	390,40	16
2003	402,00	17
2004	444,20	18
2005	468,20	19
2006	499,60	20
2007	525,40	21
2008	575,40	22
2009	521,90	23
2010	550,80	24
2011	585,70	25
2012	584,60	26
2013	567,30	27
2014	576,10	28
2015	556,80	29
2016	541,70	30
2017	567,50	31
Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun ke-)

2018	603,10	32
2019	589,23	33
2020	585,69	34
2021	711,03	35
2022	815,00	36
TOTAL	17.205,85	666

Sumber: Chemical Engineering plant Cost Index, 2019

Dari data harga indeks yang telah disebutkan pada Tabel X.1 diatas, kemudian didapatkan grafik ekstrapolasi indeks harga seperti yang terlihat pada Gambar X.1 sebagai berikut.



Gambar X. 1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 10,383x - 20334$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2028. Sehingga indeks untuk tahun 2028 diperkirakan sebesar 724,3027. Harga alat-alat diperhitungkan berdasarkan tahun referensi. Penentuan harga alat menggunakan persamaan $E_x = E_y \times (N_x / N_y)$.

Dimana :

E_x : harga peralatan tahun 2028

E_y : harga peralatan pada tahun referensi

N_x : indeks harga pada tahun 2028

N_y : indeks harga pada tahun referensi

Tabel X. 2 Daftar Harga Alat

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (Rp)	Total (Rp)
Tangki CH ₄	T-01	1	2.867.637.373	2.867.637.373
Tangki C ₂ H ₆ OS	T-02	1	2.515.888.539	2.515.888.539
Tangki O ₂	T-03	1	4.634.825.776	4.634.825.776
Tangki N ₂	T-04	1	4.184.708.428	4.184.708.428
Tangki CS ₂	T-05	1	5.206.555.835	5.206.555.835
<i>Silo 4S cone bottom large</i>	S-01	1	5.070.309.514	5.070.309.514
<i>Belt Conveyor vibrating</i>	BC-01	1	365.918.690	365.918.690
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	210.208.609	210.208.609
<i>Melter</i>	MT-01	1	8.881.313.747	8.881.313.747
<i>Mixer</i>	M-01	1	5.488.780.357	5.488.780.357
<i>Reaktor Furnace</i>	R-01	1	15.353.013.990	15.353.013.990
Separator	SP-01	1	136.246.321	136.246.321
<i>Stripper</i>	ST-01	1	3.581.331.864	3.581.331.864
Absorber	AB-01	1	6.345.185.802	6.345.185.802
<i>Heat Exchanger 1</i>	HE-01	1	591.698.308	591.698.308
<i>Heat Exchanger 2</i>	HE-02	1	291.956.402	291.956.402
<i>Heat Exchanger 3</i>	HE-03	1	544.985.284	544.985.284
<i>Heat Exchanger 4</i>	HE-04	1	360.079.562	360.079.562
<i>Cooler 1</i>	CL-01	1	1.535.690.674	1.535.690.674
<i>Cooler 2</i>	CL-02	1	291.956.402	291.956.402
<i>Cooler 3</i>	CL-03	1	1.144.469.096	1.144.469.096
<i>Cooler 4</i>	CL-04	1	692.909.861	692.909.861
<i>Cooler 5</i>	CL-05	1	1.471.460.266	1.471.460.266
<i>Condensor 1</i>	CD-01	1	1.473.406.642	1.473.406.642
<i>Condensor 2</i>	CD-02	1	2.104.032.470	2.104.032.470

<i>Expansion Valve 1</i>	EV-01	1	140.139.073	140.139.073
<i>Expansion Valve 2</i>	EV-02	1	204.369.481	204.369.481
<i>Accumulator</i>	ACC-01	1	439.880.979	439.880.979
<i>Reboiler</i>	RB-01	1	554.717.164	554.717.164
Pompa 1	P-01	1	31.142.016	31.142.016
Pompa 2	P-02	1	101.211.553	101.211.553
Pompa 3	P-03	1	93.426.049	93.426.049
Pompa 4	P-04	1	42.820.272	42.820.272
Pompa 5	P-05	1	122.621.689	122.621.689
Pompa 6	P-06	1	122.621.689	122.621.689
Pompa 7	P-07	1	110.943.433	110.943.433
Pompa 8	P-08	1	64.230.408	64.230.408
Pompa 9	P-09	1	124.568.065	124.568.065
Pompa 10	P-10	1	136.246.321	136.246.321
Pompa 11	P-11	1	99.265.177	99.265.177
Pompa 12	P-12	1	122.621.689	122.621.689
Pompa 13	P-13	1	87.586.921	87.586.921
Total		42	77.942.981.789	77.942.981.789

X.2. Perhitungan Capital Investment

X.2.1 Capital Investment

Capital Investment merupakan sejumlah uang/modal yang ditanam atau diinvestasikan untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan mengoperasikannya. Capital Investment diantaranya terdiri dari:

a. **Fixed Capital Investment (Modal Tetap)**

Fixed Capital Investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk pembelian alat, instalasi alat, listrik, tanah dan bangunan hingga pendirian pabrik yang siap untuk memproduksi bersama dengan fasilitasnya.

Tabel X. 3 Fixed Capital Investment

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	144.779.088.673
2	<i>Installation Cost</i>	108.584.316.505
3	<i>Piping</i>	124.510.016.259
4	<i>Instrumentation</i>	26.060.235.961
5	<i>Insulation</i>	11.582.327.094
6	Listrik	21.716.863.301
7	Bangunan	23.397.500.000
8	Tanah dan Perbaikan Lahan	38.644.363.301
9	Utilitas	53.460.100.591
Total <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)		552.734.811.686
10	<i>Engineering & Construction</i>	110.546.962.337
Total <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)		663.281.774.023
11	<i>Contractor's Fee</i>	66.328.177.402
12	<i>Contingency</i>	165.820.443.506
13	<i>Environmental</i>	43.433.726.602
14	<i>Plant Start Up</i>	6.632.817.740
<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)		945.496.939.273

b. Working Capital Investment (Modal Kerja)

Working Capital Investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan pengoprasian pabrik untuk menghasilkan suatu pabrik.

Tabel X. 4 Working Capital Investment

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	75.688.148.37
2	<i>In Process Inventory</i>	65.177.101.920.02
3	<i>Product Inventory</i>	43.451.401.280.02
4	<i>Extended Credit</i>	86.902.802.560.03
5	<i>Available Cash</i>	43.451.401.280.02

<i>Total Working Capital</i>	239.058.395.188.46
------------------------------	--------------------

X.2.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost adalah biaya untuk produksi suatu bahan meliputi jumlah Direct, Indirect, dan Fixed Manufacturing Cost. Menurut Aries & Newton (1954), Manufacturing Cost meliputi:

- a. Direct Manufacturing Cost, merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan pembuatan produk.
- b. Indirect Manufacturing Cost, merupakan pengeluaran tidak langsung akibat operasi pabrik.
- c. Fixed Manufacturing Cost, merupakan biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran bersifat tetap tidak tergantung dengan waktu dan tingkat produksi.

Tabel X. 5 Manufacturing Cost

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1	Bahan Baku	908.257.780.48
2	Tenaga Kerja	10.281.600.000.00
3	<i>Supervisor</i>	1.028.160.000.00
4	<i>Maintenance</i>	104.004.663.320.01
5	<i>Plant Supplies</i>	15.600.699.498.00
6	<i>Royalties & Patent</i>	77.060.844.000.00
7	Utilitas	3.676.202.79
<i>Direct Manufacturing Cost</i>		208.887.900.801.28
8	<i>Payroll Overhead</i>	2.056.320.000.00
9	<i>Laboratory</i>	2.056.320.000.00
10	<i>Plant Overhead</i>	7.197.120.000.00
11	<i>Packaging & Shipping</i>	169.795.080.000.00
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>		181.104.840.000.00
12	<i>Depreciation</i>	94.549.693.927.28
13	<i>Property Taxes</i>	27.419.411.238.91

14	<i>Insurance</i>	9.454.969.392.73
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	131.424.074.558.92
	<i>Total Manufacturing Cost</i>	521.416.815.360.19

X.2.3 General Expense

General Expense adalah pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran berkaitan dengan fungsi perusahaan tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel X. 6 General Expense

No.	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	896.800.000.00
2	<i>Sales Expense</i>	119.404.450.717.48
3	<i>Research</i>	46.406.096.567.06
4	<i>Finance</i>	361.139.064.029.94
	<i>Total General Expense</i>	527.846.411.314.48

$$\begin{aligned} \text{Total Production Cost} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \text{Rp } 1.049.263.226.674.68 \end{aligned}$$

X.3. Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan bertujuan untuk mengevaluasi kelayakan pada suatu perancangan pabrik. Dengan analisa kelayakan dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh sehingga dapat dikategorikan pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Beberapa hal yang harus diperhatikan untuk menyatakan kelayakan pabrik, yaitu :

1. Percent Profit on Sales (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Harga Jual Produk}} \times 100\%$$

2. Percent Return on Investment (ROI)

ROI adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{fixed capital investment}} \times 100\%$$

3. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini perlu untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + 0,1 \text{ FCI}}$$

4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP dapat ditentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar dapat keuntungan.

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

Dimana :

- Fa : Fixed Manufacturing Cost
- Ra : Regulated Cost
- Va : Variable Cost
- Sa : Penjualan Produk

5. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar fixed expense dibandingkan harus produksi.

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

6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

- Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFRR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

- Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFRR adalah sebagai berikut:

$$(FC + WC)^n(1 + i)^n = \sum_{j=1}^n C_j(1 + i)^j + (Wc + Sv)$$

Persamaan diatas dapat diubah menjadi:

$$Fun = (FC + WC) * (1 + i)^n = \sum_{j=1}^n C_j(1 + I)^{n-1} - W - Sv$$

X.3.1 Analisa Keuntungan

Total Penjualan	= Rp. 1.306.166.000.000
Production Cost	= Rp. 1.049.263.226.674.68
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp. 256.852.773.325.32
Pajak (30% dari Keuntungan)	= Rp. 77.055.831.997.60
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp. 179.796.941.327.73

X.3.2 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. Porfit on Sales (POS)

Sebelum pajak	= 27,54%
Setelah pajak	= 19,28%
2. Return Of Invesmetn (ROI)

Sebelum pajak	= 45,05%
Setelah pajak	= 31,54%
3. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak	= 1,82 tahun
Setelah pajak	= 2,41 tahun
4. Break Event Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)

Fixed Cost (Fa)

Depreciation	= Rp. 94.549.693.927.28
Property Taxed	= Rp. 27.419.411.238.91
Insurance	= Rp. 9.454.969.392.73
Total	= Rp. 131.424.074.558.92

Regulated Cost (Ra)

Gaji Karyawan	= Rp. 10.281.600.000.00
Payroll Overhead	= Rp. 2.056.320.000.00
Supervisor	= Rp. 1.028.160.000
Laboratory	= Rp. 2.056.320.000
General Expense	= Rp. 527.846.411.314.48
Maintenance	= Rp. 104.004.663.320.01
Plant Supplies	= Rp. 15.600.699.498.00
Total	= Rp. 670.071.294.132.49

Variable Cost (Va)

Raw Material	= Rp. 908.257.780.48
Packaging & shipping	= Rp. 169.795.080.000.00
Utilities	= Rp. 3.676.202.78
Royalties & Patents	= Rp. 77.060.844.000.00
Total	= Rp. 247.767.857.983.27

Sales (Sa) = Rp. 1.306.116.000.000.00

Diperoleh :

BEP = 44,40%

SDP = 27,25%

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

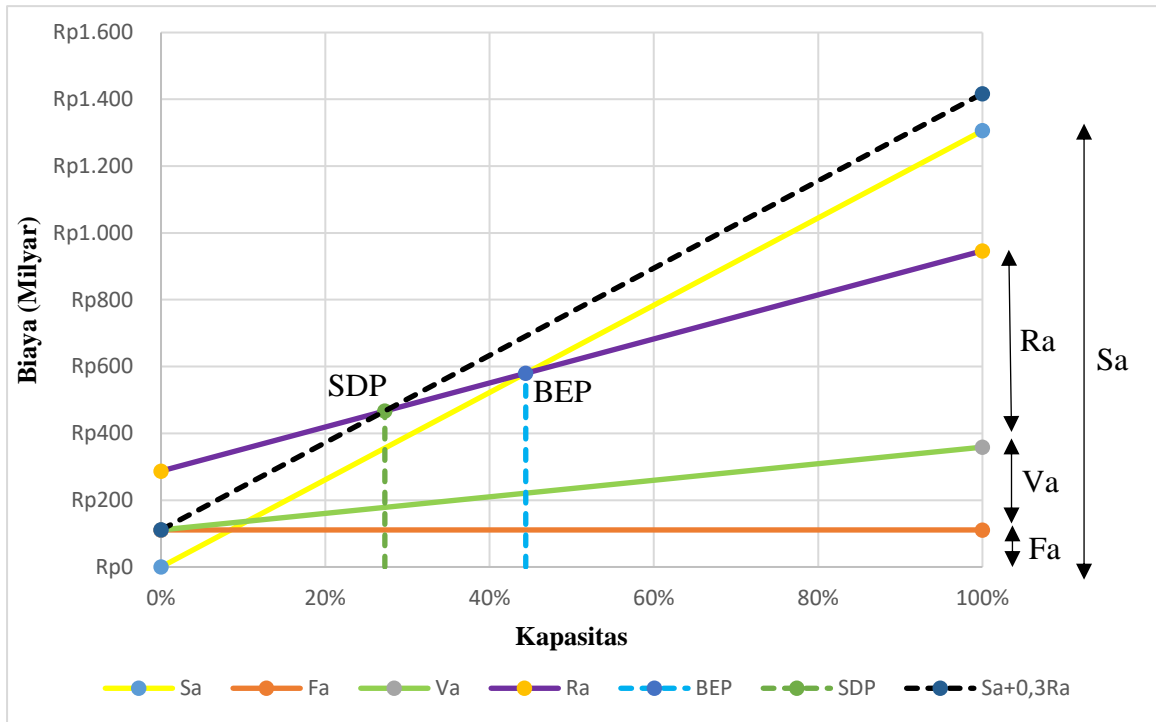
Umur Pabrik = 10 tahun

Salvage Value (SV) = Rp. 94.549.693.927

Cash Flow (CF) = Rp. 635.485.699.285

Diperoleh:

DCFRR (i) = 62,57%



Gambar X. 2 Grafik Hubungan Antara Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB XI

KESIMPULAN

Berdasarkan kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk utama, maka pabrik Karbon disulfida dari metana dan sulfur dengan kapasitas 60.000 ton/tahun, dapat digolongkan pabrik berisiko tinggi. Dari evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh hasil sebagai berikut :

1. Keuntungan yang diperoleh :
 - a. Keuntungan sebelum pajak : Rp. 256.852.773.325,32
 - b. Keuntungan setelah pajak : Rp. 179.796.941.327,73
2. Return of Investment (ROI) :
 - a. ROI sebelum pajak : 45,05 %
 - b. ROI setelah pajak : 31,54 %
 - c. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia berisiko rendah minimal 11% dan untuk pabrik kimia berisiko tinggi minimal 44 %
3. Pay Out Time (POT) :
 - a. POT sebelum pajak : 1,82 tahun
 - b. POT setelah pajak : 2,41 tahun
 - c. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia berisiko rendah maksimal 5 tahun dan untuk pabrik kimia yang berisiko tinggi maksimal 2 tahun.
4. Break Even Point (BEP) tercapai pada kapasitas produksi 44,40 % dan Shut Down Point (SDP) pada 27,25 %. Pada umumnya, BEP untuk pabrik yaitu 40-60 %
5. Discounted Cash Flow Rate (DCFRR) sebesar 62,57 %

Dari evaluasi ekonomi tersebut pabrik ini memiliki nilai ekonomi yang menguntungkan, sehingga dapat disimpulkan bahwa Pabrik Karbon disulfida berkapasitas 60.000 ton/tahun ini layak dipertimbangkan untuk didirikan dikarenakan memenuhi tolak ukur yang ada.

DAFTAR PUSTAKA

- Abdollahi, M. (2014). Carbon Disulfide. In *Encyclopedia of Toxicology: Third Edition* (Third Edit, Vol. 1). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-386454-3.00475-9>
- Brownell, L. E. (1959). *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons, Inc.
- Gustavsen, R. (1991). Electronic and chemical changes in shocked liquid carbon disulfide inferred from time resolved reflection experiments and analysis. *The Journal of Chemical Physics*, 95(1), 451–466.
<https://doi.org/10.1063/1.461446>
- Kirk, R. E. and Othmer, D. F. (1998). *Encyclopedia of Chemical Technology, Fourth Edition Vol. 4*. John Wiley & Sons, Inc.
- Othmer, K. (1998). *Encyclopedia of Chemical Technology: Vol. Vol. 5* (Fourth Edition). John Wiley & Sons Inc.
- Perry, R. H. (1997). *Chemical Engineering Book Sixth Edition*. Mc Graw Hill Book Co.Inc.
- Smith, J. M., & Forney, R. C. (1951). *Kinetics of Catalytic Sulfurization of Methane*.
- Smith, J. M., Ness, H. C. Van, Abbot, M. M., & Swihart, M. T. . (2001). Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics Eight Edition. In *McGraw-Hill Education*.
- Treybal, R. (1981). *Mass Transfer Operations* (J. J. Carberry, J. R. Fair, M. S. Peters, W. R. Schowalter, & J. Wei, Eds.; Third Edition). Mc Graw-Hill Book Company.
- Ullman. (1999). *Encyclopedia of Industrial Chemistry* (6th ed.). Wiley-VCH.
- Yaws, C. L. (1999). Yaws' Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds. *Knovel*.

Website :

www.matche.com diakses pada 20 November 2023

<https://candingrimbi.web.indotrading.com/about> diakses pada 15 Januari 2024

<https://badaklng.com/id/> diakses pada 11 Januari 2024

<https://www.kaltimprov.go.id/halaman/kawasan-industri-kariangau> diakses pada
11 Januari 2024

LAMPIRAN A

Reaktor Furnace

Fungsi : Mereaksikan Metana (CH_4) dan sulfur (S) menjadi karbon disulfida (CS_2)

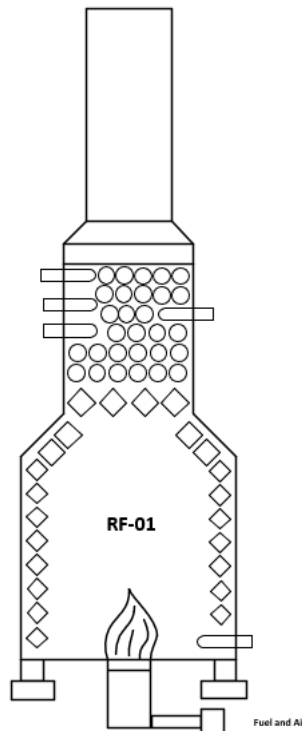
Proses : Kontinyu

Raksi : Endotermis

Konversi : 90 %

Kondisi Operasi : $T = 600\text{ }^\circ\text{C}$

$P = 5\text{ atm.}$



Gambar A. 1 Reaktor Furnace

Alasan:

1. Zat yang bereaksi berfasa gas dengan kondisi tekanan tinggi
2. Suhu yang dibutuhkan relatif tinggi
3. Tidak membutuhkan katalis

A.1. Tinjauan Kinetika

Laju kecepatan reaksi dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$r_c = k_c P_{CH_4} \cdot P_{S_2}$$

Keterangan:

$-r_{CS_2}$ = Kecepatan reaksi (mol CS₂/g katalis jam)

k = Konstanta kecepatan reaksi (mol/gkatalis.jam.kPa⁻²)

P_{CH_4} = Tekanan CH₄ (kPa)

P_{S_2} = Tekanan S₂ (kPa) Diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi sebagai

Berikut: $k = 7,7 \times 10^2 \exp (-28000/R.T)$, mol/gkatalis.jam.kPa⁻²

dengan, T = Temperatur (K)

R = Bilangan Reynold = 8314 cm³ kPa /mol K

A.2. Neraca Massa Reaktor Furnace

Tabel A. 1 Neraca Massa Reaktor Furnace

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 5	Arus 6
CH ₄		1775,2836	177,5284
S	14193,5401		1419,3540
CS ₂			7583,3409
H ₂ S			6788,6005
Subtotal	14193,5401	1775,2836	15968,8238
Total		15968,8238	15968,8238

A.3. Perancangan Reaktor Furnace

Pada perancangan reaktor furnace dapat dihitung dari :

1. Beban panas feed

Diketahui :

a. Dengan nilai excess air sebesar 900 lb/MMBTU atau 900.000.000 lb/BTU

b. Radian heat flux (Q/A), sebesar 8.000-20.000 BTU/(ft².jam) diambil 15.000 BTU/(ft².jam)

c. $Q_f = 157466825,52$ BTU/jam

d. $n = 75\%$

→ Dapat ditentukan panas yang harus disuplai ke dalam furnace sebesar:

$$\begin{aligned}
 Q_n &= \frac{Q_f}{\eta} \\
 &= 157466825,52 \quad \text{BTU/jam} \\
 &= 75\% \\
 &= 209955767,4 \quad \text{BTU/jam} \\
 &= 209,9558 \quad \text{MMBTU/jam} \\
 &= 221515092,1 \quad \text{kJ/jam} \\
 &2464,687796 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

→ Sehingga kecepatan flu gas:

$$\begin{aligned}
 G_f &= \text{excess air} \times \text{heat release} \\
 &= 900 \times 209,9558 \\
 &= 188960,1906 \quad \text{lb/jam} \\
 &= 85711,7802 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

→ Panas yang terserap di area radiasi:

$$\begin{aligned}
 Q_n &= Q_n \times \eta \\
 &= 157466825,52 \times 0,75 \\
 &= 118100119,1 \quad \text{BTU/jam} \\
 &= 124602239,3 \quad \text{kJ/jam} \\
 &= 1386,386885 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung suhu rata-rata umpan dan luas perpindahan panas radiasi total.

Diketahui :

$$T_1 = 250^\circ\text{C}; \quad T_2 = 600^\circ\text{C}$$

$$T_c = T_2 - 0,7 (T_2 - T_1)$$

$$= 355^\circ\text{C}$$

→ Suhu rata-rata sebesar :

$$\begin{aligned}
 T_f &= \frac{T_c + T_2}{2} \\
 &= \frac{355^\circ\text{C} + 600^\circ\text{C}}{2}
 \end{aligned}$$

$$= 477^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} Tt &= 100^{\circ}\text{C} + Tf \\ &= 100^{\circ}\text{C} + 477^{\circ}\text{C} \\ &= 577^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

→ Luas Permukaan radiasi (A_R)

$$\begin{aligned} A_R &= \frac{Q_R}{Q/A} \\ &= \frac{118100119,1 \text{ BTU/jam}}{15000 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{jam})} \\ &= 7873,341276 \text{ ft}^2 \\ &= 731,4570245 \text{ m}^2 \\ &= 27,04546218 \text{ m} \end{aligned}$$

→ Perkiraan luas perpindahan panas radiasi total :

$$\begin{aligned} A_{Rc} &= 2 A_R \\ &= 15746,68255 \text{ ft}^2 \\ &= 1462,914049 \text{ m}^2 \\ &= 38,24805942 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Desain bagian radiasi dari reaktor furnace

a. Spesifikasi dimensi tube dan shell

Dari table A.5 (walas,1990) di ambil nilai:

$$\begin{array}{ll} \text{ID} = 10,02 \text{ in} & \text{OD} = 10,75 \text{ in} \\ & = 0,835 \text{ ft} & = 0,896 \text{ ft} \\ & = 0,25451 \text{ m} & = 0,27305 \text{ m} \end{array}$$

$$\text{Sch num} = 80$$

Maka tebal tube dapat di hitung :

$$\begin{aligned} \text{Tebal} &= \frac{\text{OD-ID}}{2} \\ &= 0,365 \text{ in} \end{aligned}$$

Diperoleh dimensi tube memiliki nilai 30-60 ft pada perancangan di pilih sebagai berikut:

$$\begin{array}{lll} \text{Panjang} & = 40 \text{ ft} & \text{Lebar} = 30 \text{ ft} & \text{Tinggi} = 40 \text{ ft} \\ & = 12,192 \text{ m} & = 9,144 \text{ m} & = 12,192 \text{ m} \end{array}$$

Dengan LE = 38,5 ft

Jarak center to center (cc) = 2 x OD

$$= 21,5 \text{ in}$$

$$= 1,7917 \text{ ft}$$

$$= 0,5461 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Keliling tube} &= \frac{3,14 \times (\text{OD} - \text{ID})}{\ln\left(\frac{\text{OD}}{\text{ID}}\right)} \\ &= 32,59546831 \text{ in} \\ &= 2,716289 \text{ ft} \\ &= 0,82792485 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka Panjang tube radiasi sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Tebal} &= \frac{A_R}{KI} \\ &= 57597,1307 \text{ ft} \\ &= 176,965 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Jumlah tube radiasi (N_t)

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{L_t}{L_e} \\ &= 150,5748239 \text{ tube} \\ &= 151 \text{ tube} \end{aligned}$$

4. Menghitung massa fuel dan LNG

a. Berdasarkan Essom, nilai Lower Heating Value (LHV) dari LNG sebesar 20.908 BTU/lb atau sebesar 48632.008 kJ/kg

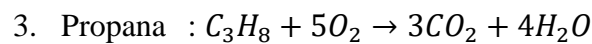
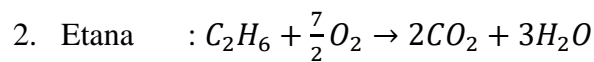
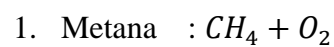
$$\begin{aligned} \text{b. Fuel mass} &= \frac{Q_n}{LHV} \\ &= \frac{6,06 \times 10^{+07} \text{ BTU/jam}}{20.908 \text{ BTU/lb}} \\ &= 10041,88671 \text{ lb/jam} \\ &= 4554,969932 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Komposisi LNG:

Tabel A. 2 Komposisi LNG

Komponen	Fraksi Wt	BM	Massa	Mol LNG	Mol O ₂
		lb/lbm	lb/jam	lbm/jam	lbm/jam
Metana	0,92	16	9238,5358	577,4085	577,4085
Etana	0,055	30	552,3038	18,4101	64,4354
Propana	0,025	44	251,0472	5,7056	28,5281
Total	1		10041,8867	601,5242	670,3720

Reaksi pembakaran :



Tabel A. 3 Reaksi Pembakaran

Komponen	Fraksi Wt	BM	Mol LNG	Mol O ₂
		lb/lbm	lbm/jam	lbm/jam
Metana	0,92	16	1154,8170	577,4085
Etana	0,055	30	55,2304	36,8203
Propana	0,025	44	22,8225	17,1167
Total	1		1232,8698	631,3456

$$BM O_2 = 32 \text{ lb/lbm}$$

$$\% \text{ mol } O_2 \text{ dalam udara} = 21 \%$$

Untuk membakar LNG dibutuhkan 193,68 lbm O₂/jam. Jika mol O₂ excess 10% maka O₂ total :

$$O_2 = 193,68 \frac{\text{lbm}}{\text{jam}} \times (1 + 0,1)$$

$$= 23597,09485 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Massa } O_2 \text{ total} = \frac{O_2}{21\%}$$

$$= 112367,1183 \text{ lb/jam}$$

$$= 50969,39052 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Udara sisa} = \frac{\text{Massa } O_2 \text{ total}}{21\%}$$

$$= 4633,5809 \text{ kg/jam}$$

5. Desain bagian konveksi

a. Diketahui

→ Menghitung heat flux

→ Nilai Tg berada diantara 1500-1800 °F dan nilai $\frac{Q_R}{A_R} = 1389$ kg/jam.

→ Trial tg = 1800 °F = 982,22 °C

b. Daerah konveksi (Qcon)

$$\begin{aligned} Q_{con} &= Q_n - Q_R \\ &= 134036678,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

c. LMTD

$$dT_1 = 1445 \text{ °F atau } 785 \text{ °C}$$

$$dT_2 = 14,6277 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 193,43 \text{ °C}$$

d. Panjang Tube konveksi (Ltc)

Diketahui :

$$N_{tc} = \frac{L_{tc}}{L_e}$$

$$AC = 84,21094261 \text{ m}$$

$$K_i = 51,095126 \text{ m}$$

$$N_{tc} = 987 \text{ tube}$$

A.4. Neraca Panas Reaktor Furnace

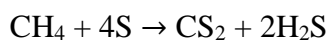
Menghitung kebutuhan panas reaktor furnace

$$\text{Konversi} = 90\%$$

$$\text{Suhu masuk} = 250 \text{ °C} = 523,15 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 5 \text{ atm}$$

Berikut data pembentukan standar ($\Delta H^\circ F$)



$$\text{Suhu referensi} = 600 \text{ °C} = 873,15 \text{ K}$$

$$= 250 \text{ °C} = 523,15 \text{ K}$$

$$= 25 \text{ °C} = 298,15 \text{ K}$$

Tabel A. 4 Panas Reaksi

Senyawa	$\Delta H^{\circ}F$	$\Delta H^{\circ}F$	ΔH reaktan	ΔH produk	Q reaktan	Q produk
	kJ/mol	J/mol	kJ/mol	kJ/mol	kJ/jam	kJ/jam
CH ₄	-74,85	-74850	-29547,6419	29547,6419	-3266538,721	0
S	0,00	0	-12920,1206	12920,1206	-5713359,389	0
CS ₂	117,07	117070	-30849,3654	30849,3654	0	3069401,688
H ₂ S	-20,60	-20600	-22313,6126	22313,6126	0	4440249,528
H ₂ O	-241,80	-241800	-49420,3398	49420,3398	0	0

$$\Delta HR = \Delta H^{\circ}F \text{ Produk} - \Delta H^{\circ}F \text{ Reaktan}$$

$$= 150720 \text{ kJ/mol}$$

$$= 150720000 \text{ J/mol}$$

Entalpi pada 873,15 K adalah :

$$\text{CP CH}_4 \text{ konveksi} = -9357,3760 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Q CH}_4 \text{ konveksi} = -1034472,776 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1034472,776 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{R(T)} = F_{t0} (\Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{reaktan}})$$

$$\text{CP arus 2} = 1,29847 \times 10^8 \text{ kJ/jam} \quad 87\% \text{ sulfur}$$

$$\text{CP arus 4} = 1,94025 \times 10^7 \text{ kJ/jam} \quad 13\% \text{ metana}$$

$$\text{Q total yang di butuhkan} = 1,49250 \times 10^8 \text{ kJ/jam} \quad 1,49250 \times 10^{+05}$$

$$= 1660,63 \text{ kJ/jam}$$

$$= 157466825,52 \text{ BTU/jam}$$

$$\text{Q umpan arus 2} = 14345907,9136 \text{ kJ/kjam} \quad 87\% \text{ sulfur}$$

$$\text{Q umpan arus 4} = 2143641,4124 \text{ kJ/kjam} \quad 13\% \text{ metana}$$

$$\text{Q total umpan} = 16489549,3260 \text{ kJ/kjam}$$

$$\text{Q reaksi} = 1,49250 \times 10^8 \text{ kJ/kjam}$$

$$\text{Q pemanas} = 132760203,7795 \text{ kJ/kjam}$$

$$\text{Q produk arus 5} = 7509651,2158 \text{ kJ/kjam}$$

Dari hasil perhitungan di atas, diperoleh kebutuhan panas furnace sebesar 149249753,11 kJ/kjam

LAMPIRAN B

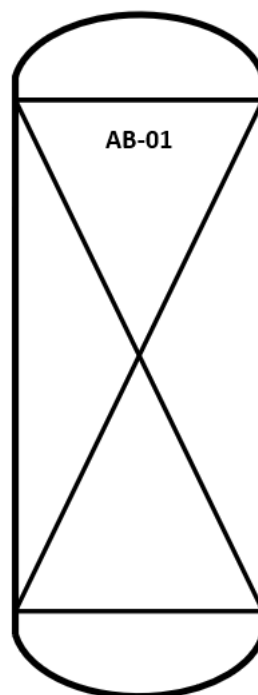
Absorber

Fungsi : Pemisahan antara gas hidrogen sulfida dari karbon disulfida, metana, air, dan solent

Suhu : 40 °C

Tekanan : 1 atm

Bahan : Satinless Steel SA 167 grade 3 Tipe 304



Gambar B. 1 Desain Absorber

B.1. Neraca Massa Absorber

Tabel B. 1 Neraca Massa Absorber

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10	Arus 14
CH ₄	177,5284			177,5284
CS ₂	7583,3409			7583,3409
H ₂ S	6788,6005		6788,6005	
C ₂ H ₆ OS		16835,0168		16835,0168
H ₂ O		33,7375		33,7375
Subtotal	14549,4698	16868,7543	6788,6005	24629,6236
Total		31418,2241		31418,2241

B.2. Perancangan Absorber

a. Menghitung Properties Gas Umpan Absorber

→ Densitas Gas Umpan Absorber

Tabel B. 2 Densitas Gas Umpan Absorber

KOMPONEN	B°	B'	xi	Z	xi.Zi
CH ₄	-0,1076	0,1177	0,0357	0,9986	0,0357
CS ₂	-0,9617	-1,7185	0,3214	0,9740	0,3131
H ₂ S	-0,4762	-0,2211	0,6429	0,9933	0,6386
C ₂ H ₆ OS	-1,5365	-5,7321	0,0000	0,8864	0,0000
H ₂ O	-1,2643	-3,4830	0,0000	0,9766	0,0000
TOTAL					0,9873

$$\text{BM Gas Umpan Absorber} = 46,9558 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{gas}} = (\text{P.BM})/(\text{Z.RT}) = 1,8505 \text{ kg/m}^3$$

→ Viskositas Gas Umpan absorber

Tabel B. 3 Viskositas Gas Umpan absorber

KOMPONEN	Fr, Berat	μ	Fr, berat/ μ
CH ₄	0,0122	$1,1581 \times 10^2$	$1,0536 \times 10^{-4}$
CS ₂	0,5212	$1,0443 \times 10^2$	$4,9908 \times 10^{-3}$
H ₂ S	0,4666	$1,3255 \times 10^2$	$3,5200 \times 10^{-3}$
C ₂ H ₆ OS	0,0000	$6,7851 \times 10^1$	0
H ₂ O	0,0000	$9,5969 \times 10^1$	0
TOTAL	1	$5,1662 \times 10^2$	0,0086

$$\mu_{\text{avg}} = 0,008616104 \text{ micropoise}$$

$$= 8,6161 \times 10^{-7} \text{ kg/m.s}$$

b. Menghitung Properties Gas Keluar Absorber

→ Densitas Gas Keluar Absorber

Tabel B. 4 Densitas Gas Keluar Absorber

KOMPONEN	B°	B'	xi	Z	xi.Zi
CH ₄	-0,1076	0,1177	0,0000	0,9986	0,0000
CS ₂	-0,9617	-1,7185	0,0000	0,9740	0,0000
H ₂ S	-0,4762	-0,2211	1,0000	0,9933	0,9933
C ₂ H ₆ OS	-1,5365	-5,7321	0,0000	0,8864	0,0000

$$\begin{aligned}\mu_L &= 0,6493 \quad \text{cp} \\ &= 6,4934\text{E-}04 \quad \text{kg/ms}\end{aligned}$$

d. Menghitung Properties Cairan Keluar Absorber

→ Densitas Cairan Keluar Absorber

Tabel B. 8 Densitas Cairan Keluar Absorber

KOMPONEN	A	B	Tc	n	ρ	volume
CH ₄	0,15998	0,28810	190,58000	0,27700	133,1401	1,3341
CS ₂	0,47589	0,28749	552,00000	0,32260	586,0537	12,9267
C ₂ H ₆ OS	0,34418	0,25344	726,00000	0,32197	476,5717	35,3253
H ₂ O	0,34710	0,27400	647,13000	0,28571	442,3024	0,0763
TOTAL						49,6624

$$\rho_L = 495,7903 \quad \text{kg/m}^3$$

→ Viskositas Cairan Keluar Absorber

Tabel B. 9 Viskositas Cairan Keluar Absorber

KOMPONEN	A	B	C	D	Fr. Berat	μ	Fr. Berat/ μ
CH ₄	-7,3801	319,2500	0,0479	$-1,4120 \times 10^{-4}$	0,0072	$6,2958 \times 10^{-6}$	1145,8702
CS ₂	4,3002	-328,5400	-0,0157	$1,1895 \times 10^{-5}$	0,3077	0,3092	0,9951
C ₂ H ₆ OS	-3,6341	854,8700	0,0049	$-4,4070 \times 10^{-6}$	0,6837	1,5441	0,4427
H ₂ O	-10,2158	1792,5000	0,0177	$-1,2631 \times 10^{-5}$	0,0014	0,6622	0,0021
TOTAL							1147,3102

$$\begin{aligned}\mu_L &= 1147,3102 \quad \text{cp} \\ &= 1,1473 \quad \text{kg/ms}\end{aligned}$$

e. Menghitung Difusivitas Gas (DG)

→ *Liquid Vapour Floe Factor*

Tabel B. 10 *Liquid Vapour Floe Factor*

Element	vi	Jumlah Atom	Total vi b
C	16,5	1	16,5
H	1,98	4	7,92
TOTAL			24,42

Element	vi	Jumlah Atom	Total vi b
H	1,98	2	3,96
S	17	1	17
TOTAL			20,96

$$\text{Temperatur} = 40,1 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313,25 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,1013 \text{ bar}$$

$$M_a (\text{CH}_4) = 76,1410 \text{ kg/kmol}$$

$$M_b (\text{H}_2\text{S}) = 34,0807 \text{ kg/kmol}$$

Dengan menggunakan persamaan 8.21 buku coulson & richardson, 4th Ed, p 331,

$$D_v = \frac{1,013 \times 10^{-7} T^{1,75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}\right)^{\frac{1}{2}}}{P[(\sum_a v_i)^{\frac{1}{3}} + (\sum_b v_i)^{\frac{1}{3}}]^2}$$

$$D_v = 4,25433 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

f. Menghitung Difusivitas Cairan (DL)

$$\text{Solvent} = \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_\text{S}$$

$$\mu_L = 0,6493 \text{ cp} = 0,6493 \text{ mN s/m}^2$$

$$BM = 34,0807 \text{ kg/kmol}$$

$$\phi = 1$$

$$V_m = 0,0848 \text{ m}^3/\text{kmol} \quad (\text{dari tabel 8.6 coulson, p 334})$$

$$T = 313,25 \text{ K}$$

Dengan menggunakan persamaan 8.22 buku coulson & richardson, 4th Ed, p 333

$$D_L = \frac{1,173 \times 10^{-13} (\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}}$$

$$D_L = 1,4519\text{E-}07 \text{ m}^2/\text{s}$$

g. Menghitung Surface Tension (σ)

$$\rho_L = 476,4978 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 1,3349 \text{ kg/m}^3$$

$$BM = 78,0000 \text{ kg/kmol}$$

Tabel B. 11 *Contribution to Sugdens's Paractor*

Grup	Contribution	No.	Pch
C	4,8	2	9,6
H	17,1	6	102,6
O	20	1	20
S	48,2	1	48,2
TOTAL			180,4

$$Pch = 180,4$$

Dengan menggunakan persamaan 8.23 buku coulson & richardson, 4th Ed, p 335,

$$\sigma = \left[\frac{P_{ch} (\rho_L - \rho_v)}{M} \right]^4 \times 10^{-12}$$

$$\sigma = 1,458605479 \text{ mJ/m}^2 \text{ (dyne/cm)}$$

$$\sigma = 0,001458605 \text{ N/m}$$

h. Menentukan Diameter Menara

$$\text{Gas yang masuk} = 14549,4698 \text{ kg/jam} = 4,0415 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Liquid leaving} &= \text{Jumlah liquid yang keluar dari absorber} \\ &= 24622,1399 \text{ kg/jam} = 6,8394833 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\rho_L = 495,7903 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{gas}} = 1,8505 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 6,4934\text{E-}04$$

$$Flv = \left[\frac{L'}{G'} \right] \cdot \left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,5}$$

$$Flv = 0,103581641$$

Kondisi flooding dalam menara tergantung pada metode pengemasan menara. Dapat dilihat pada kurva fig. 6.34 yang menghubungkan data flooding

untuk sebagian menara. Batas muatan pada absorber dan stripper di rancang untuk penurunan tekanan gas 200 hingga 400 N/m² (Treybal, 1981).

Dari kalimat diatas pressure drop desain untuk absorber berkisar antara 200 - 400 Nm/2

Diambil pressure drop sebesar = 400 N/m²

Dari Grafik diatas didapatkan nilai = 0,069

Dari tabel 6,3, tabel 6,4 dan tabel 6,5, buku treybal dipilih jenis packing :

Jenis packing = Ceramic Rasching Rings

Nominal size = 50 mm = 2 in

Wall Thickness = 6 mm

CD = 135,6

Cf = 65

ϵ = 0,74

aP = 92 $\text{m}^2/\text{m}^3 = 28 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$

m = 34,03

n = 0

p = 0,362

ds = 0,0725 m

J = 1

Gc = 1

$$G' = \left[\frac{0,08 \cdot \rho_g (\rho_L - \rho_g) \cdot g_c}{C_f \cdot \mu^{0,1} \cdot J} \right]^{0,5}$$

$$G' = 1,5309 \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G = 6,8872 \times 10^{-3} \quad \text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Cross Section Area Tower (A)} = 2,6400 \quad \text{m}^2$$

$$\text{Diameter absorber} = 1,8339 \quad \text{m}$$

→ Menghitung % Flooding

FLV = 0,221583651

$\Delta P/h$ = 400 N/m²

= 40 mm of water

$$K_4 = 1,5$$

$$K_4 \text{ flooding line} = 6$$

$$\% \text{ Flooding} = \sqrt{\frac{K_4}{K_4 \text{ flooding}}}$$

$$\% \text{ Flooding} = 50 \%$$

→ Menentukan Hold Up

$$L' = 1,7749 \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 1,8486 \times 10^{-2} \quad \text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Dari tabel 6.5, Treybal halaman 206 diperoleh data :

Untuk Ceramic Rasching Ring, nominal size = 25 mm = 1 in :

$$d_s = 0,0725$$

$$\beta = 1,508 \cdot d_s^{0,376} = 0,562196881$$

$$\phi_{LsW} = \frac{2,47 \times 10^{-4}}{d_s^{1,21}} = 0,005911368 \quad \text{m}^3/\text{m}^3$$

$$\phi_{LtW} = \frac{(2,09 \times 10^{-6})(737,5 L')^\beta}{d_s^2} = 2,2480 \times 10^{-02} \quad \text{m}^3/\text{m}^3$$

$$\phi_{LoW} = \phi_{LtW} - \phi_{LsW} = 0,016569061 \quad \text{m}^3/\text{m}^3$$

Diketahui :

$$\rho_L = 476,4978 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\sigma = 0,001458605 \quad \text{N/m}$$

$$L' = 1,7749 \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\mu_L = 6,4934 \times 10^{-04} \quad \text{kg/ms}$$

$$H = \frac{975,7 \cdot L'^{0,57} \cdot \mu_L^{0,31}}{\rho_L^{0,84} \cdot (2,024 \cdot L'^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'}$$

$$H = \frac{975,7 \cdot L'^{0,57} \cdot \mu_L^{0,31}}{\rho_L^{0,84} \cdot (2,024 \cdot L'^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'}$$

(Treybal, 1981)

$$H = 0,3220$$

Dari tabel 6.5, Treybal, diperoleh :

$$\phi_{Lo} = \phi_{LoW} \cdot H = 0,0053 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\phi_{Ls} = \frac{0,0486 \cdot \mu_L^{0,02} \cdot \sigma^{0,99}}{d_s^{1,21} \cdot \rho_L^{0,37}}$$

(Treybal, 1981)

$$\phi_{Ls} = 0,0002 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\phi_{Lt} = \phi_{Lo} + \phi_{Ls} = 0,0055 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

→ Interfacial Area

Dari tabel 6.4, Treybal, untuk Ceramic Rasching Ring pada nominal size 50 mm (2 in) diperoleh data ;

$$m = 31,52$$

$$n = 0$$

$$p = 0,481$$

$$\alpha_{Aw} = m \left[\frac{808 \cdot G'}{\rho_G^{0,5}} \right]^n L^p$$

(Treybal, 1981)

$$\alpha_{Aw} = 4,1538 \times 10^1 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\alpha_A = 1,3377 \times 10^1 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

→ Mencari Nilai ScG dan ScL

$$S_{CG} = \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}$$

(Treybal, 1981)

$$ScG = 1,0945 \times 10^{-3}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}$$

(Treybal, 1981)

$$ScL = 9,3861$$

→ Menentukan Operating Void Space dalam Packing

Dari tabel 6.3 untuk Ceramic Rasching Rings 50 mm (2 in) didapat data:

$$\varepsilon = 0,74$$

Dengan menggunakan persamaan 6.71, Trebal.

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \phi_{Lt}$$

$$\varepsilon_{Lo} = 0,7345$$

Dengan menggunakan persamaan 6.70, Trebal.

$$\frac{F_G Sc_G^{\frac{2}{3}}}{G} = \frac{k_G p_B \cdot M Sc_G^{\frac{2}{3}}}{G} = 1,195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0,36}$$

$$FG = 0,339509877$$

→ Menentukan Koefisien Fase Liquid

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25,1 \left(\frac{d_s \cdot L'}{\mu_L} \right)^{0,45}$$

$$FL = 8,2585 \times 10^{-3}$$

→ Menentukan Koefisien Volumetrik

$$\alpha A = 1,3377 \times 10^{-1} \quad m^2/m^3$$

Gas

$$FGa = FG \cdot \alpha A$$

$$FGa = 4,5416 \quad kmol/m^3 \cdot s$$

Liquid

$$Fla = FL \cdot \alpha A$$

$$Fla = 1,1047 \times 10^{-1} \quad kmol/m^3 \cdot s$$

→ Menentukan tinggi Transfer Unit Overall

$$HtG = G / FGa$$

$$HtG = 1,5165 \times 10^{-3} \quad m$$

$$H_{tL} = L / Fla$$

$$H_{tL} = 8,9186 \times 10^{-1} \text{ m}$$

→ Menentukan Heights of Transfer unit dan Number of Transfer Unit

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{m \cdot G}{L} H_{tL} + H_{tG} + \frac{H_{tL}}{A}$$

$$H_{tOG} = 0,3835 \text{ m}$$

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \left(1 - \frac{1}{A}\right) + \frac{1}{A}\right]}{1 - \frac{1}{A}}$$

$$N_{tOG} = 6,7693 \text{ m}$$

→ Menghitung Tinggi Packing

$$\begin{aligned} Z &= H_{tOG} \times N_{tOG} \\ &= 2,5962 \text{ m} \end{aligned}$$

→ Menghitung Tinggi Head Packing

$$\begin{aligned} H &= \frac{1}{8} \times D \\ &= 0,2292 \text{ m} \end{aligned}$$

→ Tinggi Absorber

$$\begin{aligned} H_{AB} &= Z + 2H \\ &= 3,0547 \text{ m} \end{aligned}$$

i. Menentukan Tebal Dinding Menara dan Tebal Head

→ Tebal Shell

Diameter menara (DC)

- Diameter Menara = 1,8339 m = 72,1992 in
- Jari-Jari Menara = 36,0996 in
- Tekanan Perancangan = 1,1 P operasi = 16,1700 Psia

- Bahan konstruksi = Satinless Steel SA 167 grade 3 Tipe 304
(karena Stainless steel merupakan bahan yang tahan terhadap korosi)
 - Allowable stress (f) = 18.750 psia (Brownell, 1959)
 - Factor friksi (c) = 0,125 in
 - Efisiensi sambungan (E) = 0,85
 - Tebal shell (ts)
- $$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$
- $$ts = 0,1616 \text{ in}$$
- dipakai tebal shell standar = 3/16 in = 0,1875 in = 0,0048 m

→ Tebal Head

Bentuk head = Torispherical Dished Head

$$th = \frac{0,88 \cdot P \cdot ri}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$th = 0,1563 \text{ in}$$

dipilih tebal standart (th) = 3/16 in = 0,1875 in = 0,0048 m

j. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Cairan

$$D_{opt} = 226 W_m^{0,5} \cdot \rho^{-0,35}$$

Dimana :

D_{opt} = Diameter optimum, mm

W_m = Kec. umpan masuk/keluar, kg/s

ρ = Densitas, kg/m³

1. Pipa Pemasukan Gas Absorber

$$\rho = 1,8505 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 4,0415 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 366,2958 \text{ mm} = 14,4211 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart:

$$ID = 15,250 \text{ in}$$

$$OD = 16,000 \text{ in}$$

2. Pipa Keluaran Gas Absorber

$$\rho = 1,3349 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 1,8857 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 280,5029 \text{ mm} = 11,0434 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart:

$$ID = 12,090 \text{ in}$$

$$OD = 12,750 \text{ in}$$

3. Pipa Pemasukan Cairan Absorber

$$\rho = 476,4978 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 4,6858 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,5168 \text{ mm} = 2,2251 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart:

$$ID = 2,067 \text{ in}$$

$$OD = 2,380 \text{ in}$$

4. Pipa Keluaran Cairan Absorber

$$\rho = 495,7903 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 6,8395 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 67,3389 \text{ mm} = 2,6511 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart :

$$ID = 2,469 \text{ in}$$

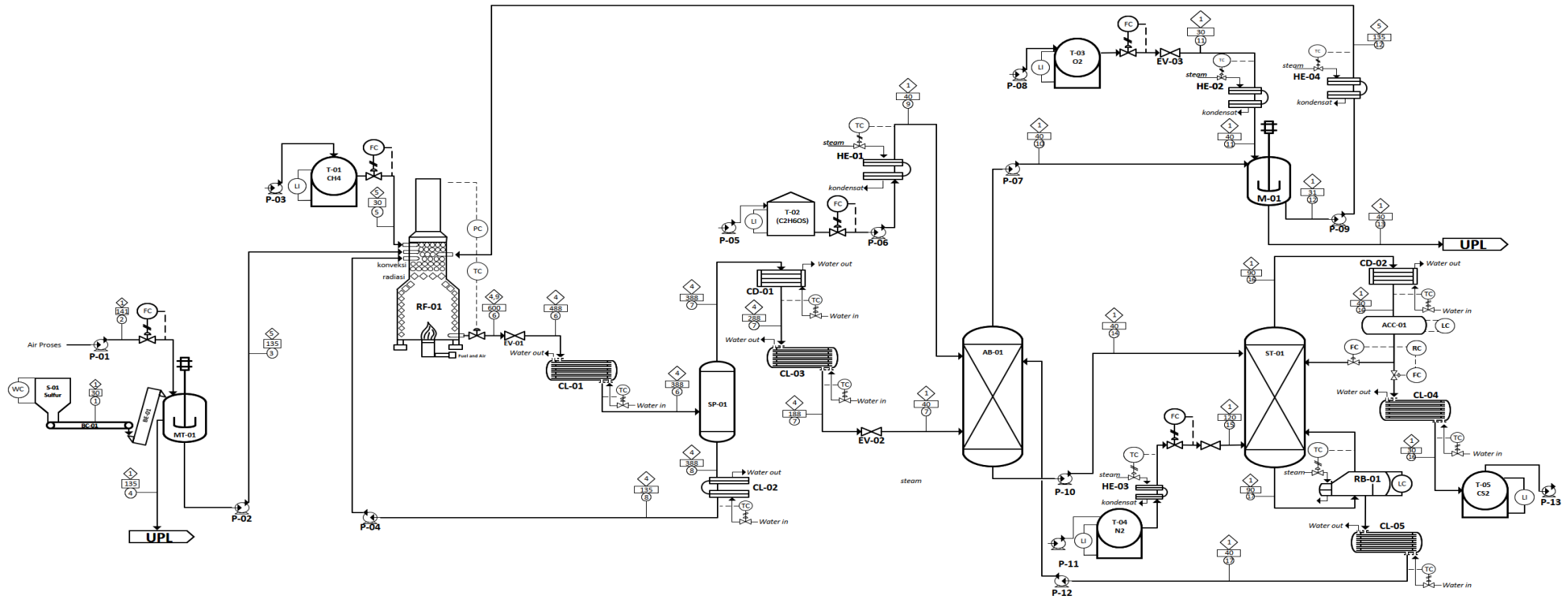
$$OD = 2,880 \text{ in}$$

B.3. Neraca Panas Absorber

Tabel B. 12 Neraca Panas Absorber

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10	Arus 14
Q Umpan	223341,2768	485354,1931		
Q Produk			102617,5045	606077,9654
Total	708695,4699		708695,4699	

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK KARBON DISULFIDA DARI METANA DAN SULFUR
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)																
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
CH ₄					1775,2836	177,5284	177,5284							177,5284		177,5284	
4S	14193,5401		14193,5401			1419,3540	1419,3540										
CS ₂						7583,3409	7583,3409							7583,3409		7575,7576	7,5833
H ₂ S						6788,6005	6788,6005		6788,6005								
C ₂ H ₆ OS										16835,0168				16835,0168			16835,0168
H ₂ O	7,1003	69953,3767		69960,4771					33,7375				3588,3810	33,7375		33,7375	
O ₂											3186,8736						
N ₂															24391,5758	24391,5758	
2S												6387,0931					

Alat	Keterangan
ACC	Accumulator
AB	Absorber
BC	Bucket Conveyor
BE	Bucket Elevator
CD	Condenser
CL	Cooler
EV	Expansion Valve
M	Mixer
MT	Melter
P	Pompa
R	Reaktor
S	Silo
SP	Separator
ST	Stripper
T	Tangki

Simbol	Keterangan
FC	Flow Control
LC	Level Control
PC	Pressure Control
TC	Temperature Control
Stream Number	Stream Number
Temperature, °C	Temperature, °C
Pressure, atm	Pressure, atm
Valve Control	Valve Control
Piping	Piping
Udara Tekan	Udara Tekan
Electric Connection	Electric Connection



UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN

**PRARANCANGAN PABRIK
KARBON DISULFIDA DARI
METANA DAN SULFUR
KAPASITAS 60.000
TON/TAHUN**

Dibuat Oleh:
Aulia Nur Rahma (1900020007)
Kholidah Aqilah Saadaha (1900020060)

Dosen Pembimbing:
Lukli Mulia Shiteahata, S. T., M. T.
NIP. 60160955

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S-1
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
2024**