

**PRARANCANGAN PABRIK ACETYLENE DARI GAS
ALAM DENGAN OKSIDASI PARSIAL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Nihayatul Umia Nama : Fani Nurseptiani
NIM : 18521081 NIM : 18521089

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK ACETYLENE DARI
GAS ALAM DENGAN OKSIDASI PARSIAL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Nihayatul Umia Nama : Fani Nurseptiani
NIM : 18521081 NIM : 18521089

Yogyakarta, November 2022

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

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



Nihayatul Umia



Fani Nurseptiani

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK *ACETYLENE* DARI
GAS ALAM DENGAN OKSIDASI PARSIAL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Nihayatul Umia Nama : Fani Nurseptiani
NIM : 18521081 NIM : 18521089

Yogyakarta, November 2022

Pembimbing I,



Dr. Suharno Rusdi

Pembimbing II,



Lucky Wahyu N.S., S.T, M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ACETYLENE DARI GAS ALAM DENGAN OKSIDASI PARSIAL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Nihayatul Umia Nama : Fani Nurseptiani
NIM : 18521081 NIM : 18521089

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, November 2022

Tim Penguji,

Dr. Suharno Rusdi



Ketua

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



Anggota I

Umi Rofiqah, S.T., M.T.



Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh,

Alhamdulillah, segala puji dan syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat, taufik dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik Kimia dapat diselesaikan dengan baik. Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik Kimia dengan judul “Pra Rancangan Pabrik *Acetylene* dari Gas Alam dengan Proses Oksidasi Parsial dengan Kapasitas 25.000 Ton/Tahun” ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapatkan selama menempuh pendidikan di bangku kuliah, dan merupakan sebagian persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia dari Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penyusunan Tugas Akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terimakasih kepada :

1. Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia.
5. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Pembimbing I yang telah memberikan waktu, arahan dan bimbingan selama penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Ibu Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing II yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2018 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
9. Seluruh pihak yang telah membantu dalam penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu per satu. Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih memiliki banyak kekurangan baik isi maupun susunannya. Untuk itu, kami sangat mengharapkan kritik dan saran demi sempurnanya Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Yogyakarta, November 2022

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat, karunia-Nya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Persembahan Tugas Akhir ini saya persembahkan yang pertama untuk diri saya sendiri, dan yang kedua untuk Bapak dan Ibu saya tercinta yang selalu medoakan saya dan memiliki cita-cita yang mulia agar anaknya bisa Sarjana. Terimakasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan anak yang lebih baik agar selalu berbakti, bermanfaat, dan dapat membahagiakan suatu hari nanti.

Terimakasih kepada orang tua pengasuh saya selama di Jogja Bapak Kiai H. Muh. Yasin dan Ibu Hj.Badriyah. Bimbingan dan motivasi yang diberikan selama saya merantau jauh dari orang tua sangat mendidik saya untuk menjadi pribadi yang lebih baik.

Kakak-kakakku Mba Zulaekha, Mba Zumaeroh, Mas ipar saya, Mas Amri, Mas Jalal, Keponakan saya Rama, Aqila, Hanifa, Halwa yang telah memberikan doa, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang sangat luar biasa.

Terima kasih kepada Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Lucky Wahyu N.S., S.T, M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik. Terima kasih partner saya Fani Nurseptiani sebagai partner perancangan pabrik saya yang senantiasa bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Ini

adalah definisi “Aku bisa tanpamu, tapi aku gamau”. Semoga ilmu yang kita dapatkan ini dapat bermanfaat dan untuk kedepannya kita menjadi pribadi yang sukses dan dipertemukan di waktu dan tempat yang terbaik (Aaamiin)

Terima kasih juga untuk teman-teman teknik kimia, sahabat yang selalu membantu dikala kesulitan dalam mengerjakan. Terima kasih kepada Mas Irfan Wahyudi selaku kating yang banyak membantu dalam memberikan ilmu serta motivasinta. Dan tak lupa saya juga mengucapkan terimakasih kepada teman-teman yang selalu memberikan motivasi dan semangat Prapti, Novi, Laila, Mudah, Resli yang telah meluangkan waktu untuk sama sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan tugas akhir yang terasa jenuh. Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari (Aamiin).

Nihayatul Umia

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Tugas akhir ini saya persembahkan kepada kedua orang tua saya Bapak Edi Jubaedi dan Ibu Iis Sumiati serta adik Shafira Nur Annisa yang telah senantiasa memberikan doa, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang sangat luar biasa. Terimakasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan anak yang lebih baik agar selalu berbakti, bermanfaat, dan dapat membahagiakan suatu hari nanti.

Terima kasih kepada Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Lucky Wahyu N.S., S.T, M.Eng. Selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik. Terima kasih kepada partner saya Nihayatul Umia sebagai partner perancangan pabrik ini yang telah bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Terima kasih juga untuk teman-teman teknik kimia, sahabat yang selalu membantu dikala kesulitan dalam mengerjakan. Dan tak lupa saya juga mengucapkan terimakasih kepada teman-teman Kost Kuning yang telah meluangkan waktu untuk sama sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan tugas akhir yang terasa jenuh.

Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari
(Aamiin).

Fani Nurseptiani



DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xix
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xx
ABSTRAK	xxi
ABSTRACT	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Impor di Indonesia	3
1.2.2 Pabrik yang Telah Berdiri	7
1.2.3 Ekspor di Indonesia.....	8
1.2.4 Kapasitas Produk Komersial	9
1.3 Tinjauan Pustaka	11
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika.....	14
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	14
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	17

BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	18
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	18
2.1.1 Metana.....	18
2.1.2 Oksigen	19
2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung	19
2.2.1 Aseton	19
2.2.2 Propana.....	20
2.3 Spesifikasi Produk.....	21
2.3.1 Asetilena (Produk Utama).....	21
2.3.2 Karbon Monoksida (Produk Samping)	22
2.3.3 Karbon Dioksida (Produk Samping)	22
2.3.4 Hidrogen (Produk Samping)	23
2.3.5 Etilen (Produk Samping).....	23
2.4 Pengendalian Kualitas	23
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	24
2.4.2 Pengendalian Proses.....	24
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk	26
BAB III PERANCANGAN PROSES	27
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	27
3.2 Uraian Proses.....	29
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	29
3.2.2 Tahap Sintesis Asetilen	30
3.2.3 Tahap Purifikasi Asetilen.....	30
3.3 Spesifikasi Alat.....	32
3.3.1 Spesifikasi Reaktor.....	32

3.3.2	Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah	33
3.3.3	Spesifikasi Tangki Penyimpanan	39
3.3.4	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	41
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas	44
3.4	Neraca Massa.....	48
3.4.1	Neraca Massa Total.....	48
3.4.2	Neraca Massa Alat	48
3.5	Neraca Panas	51
3.5.1	Neraca Panas Total.....	51
3.5.2	Neraca Panas Alat	51
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		56
4.1	Penentuan Lokasi Pabrik	56
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	57
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	59
4.2	Tata Letak Pabrik	60
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	63
4.4	Organisasi Perusahaan.....	65
4.4.1	Bentuk Perusahaan	65
4.4.2	Struktur Organisasi.....	66
4.4.3	Tugas dan Wewenang	69
4.4.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan	77
4.4.5	Sistem Penggajian Karyawan.....	79
4.4.6	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	82
BAB V UTILITAS.....		85
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	85

5.1.1	Unit Penyediaan Air	85
5.1.2	Unit Pengolahan Air	87
5.2	Unit Pembangkit Listrik	90
5.3	Unit Penyedia Udara Tekan.....	94
5.4	Unit Penyedia Bahan Bakar.....	94
5.5	Unit Penyediaan Pendingin dan Pemanas Propana (R290).....	94
5.6	Unit Pengolahan Limbah	96
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	99
BAB VI EVALUASI EKONOMI		109
6.1	Penaksiran Harga Alat	111
6.2	Dasar Perhitungan	116
6.3	Komponen Biaya	117
6.4	Analisa Keuntungan	121
6.5	Analisa Kelayakan.....	122
BAB VII PENUTUP		127
7.1	Kesimpulan.....	127
7.2	Saran.....	128
DAFTAR PUSTAKA		129
LAMPIRAN A		129
LAMPIRAN B		138
LAMPIRAN C		139

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor asetilena di Indonesia	3
Tabel 1.2 Data impor vinil klorida di Indonesia	5
Tabel 1.3 Produksi asetilena di Indonesia.....	7
Tabel 1.4 Data pabrik asetilena di Amerika Serikat	8
Tabel 1.5 Data ekspor asetilena di Indonesia.....	8
Tabel 1.6 Perbandingan proses pembuatan asetilena.....	13
Tabel 1.7 Data nilai entalpi, energi bebas gibbs dan entropi	14
Tabel 1.8 Data kinetika reaksi.....	17
Tabel 3.1 Reaktor.....	32
Tabel 3.2 <i>Vaporizer</i>	33
Tabel 3.3 Separator	34
Tabel 3.4 <i>Furnace</i>	35
Tabel 3.5 <i>Absorber</i>	36
Tabel 3.6 <i>Adsorber</i>	37
Tabel 3.7 <i>Filter</i>	37
Tabel 3.8 Kompresor.....	38
Tabel 3.9 <i>Expansion valve</i>	38
Tabel 3.10 Tangki penyimpanan.....	39
Tabel 3.11 Spesifikasi alat transportasi cairan	41
Tabel 3.12 Spesifikasi alat transportasi gas	43
Tabel 3.13 Spesifikasi <i>quencher</i>	44
Tabel 3.14 Spesifikasi <i>heater</i>	45

Tabel 3.15 Spesifikasi <i>cooler</i>	46
Tabel 3.16 Neraca massa total	48
Tabel 3. 17 Neraca massa separator	48
Tabel 3.18 Neraca massa reaktor	49
Tabel 3.19 Neraca massa <i>adsorber</i>	49
Tabel 3.20 Neraca massa <i>absorber</i>	50
Tabel 3.22 Neraca massa separator	50
Tabel 3.23 Neraca panas total	51
Tabel 3.24 Neraca panas <i>absorber</i> (AB-01)	51
Tabel 3.26 Neraca panas <i>adsorber</i> (AD-01)	51
Tabel 3.27 Neraca panas <i>furnace</i> (FU-01).....	52
Tabel 3.28 Neraca panas <i>furnace</i> (FU-02).....	52
Tabel 3.29 Neraca panas separator (SP-01)	52
Tabel 3.30 Neraca panas separator (SP-02)	52
Tabel 3.31 Neraca panas <i>quencher</i> (QU-01).....	53
Tabel 3.32 Neraca panas <i>vaporizer</i> (VP-01).....	53
Tabel 3.33 Neraca panas <i>heater</i> (H-01)	53
Tabel 3.34 Neraca panas <i>heater</i> (H-02)	53
Tabel 3.35 Neraca panas <i>Cooler</i> (CL-01)	54
Tabel 3.36 Neraca panas <i>Cooler</i> (CL-02)	54
Tabel 3.37 Neraca panas <i>Cooler</i> (CL-03)	54
Tabel 3.38 Neraca panas <i>Cooler</i> (CL-04)	54
Tabel 3.39 Neraca panas <i>Cooler</i> (CL-05)	55

Tabel 3.40 Neraca panas Kompresor (K-01)	55
Tabel 3.41 Neraca panas Kompresor (K-02)	55
Tabel 3.42 Neraca panas Kompresor (K-03)	55
Tabel 4.1 Rincian luas area pabrik	60
Tabel 4.2 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	78
Tabel 4.3 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan	80
Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin	86
Tabel 5.2 Kebutuhan listrik alat proses	90
Tabel 5.3 Kebutuhan listrik alat utilitas	91
Tabel 5.4 Total kebutuhan listrik	93
Tabel 5.5 Kebutuhan pendingin propana (R290)	95
Tabel 5.6 Kebutuhan pemanas propana (R290)	95
Tabel 5.7 Pompa utilitas	99
Tabel 5.8 Bak utilitas	103
Tabel 5.9 Tangki utilitas	104
Tabel 5.10 <i>Screener</i>	106
Tabel 5.11 <i>Sand filter</i>	106
Tabel 5. 12 <i>Cooling tower</i>	107
Tabel 5.13 <i>Blower cooling tower</i>	107
Tabel 5.14 <i>Reverse Osmosis</i>	108
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1991-2015	112
Tabel 6.2 Harga alat proses	114
Tabel 6.3 Harga alat utilitas	115

Tabel 6.4 <i>Physical plant cost (PPC)</i>	117
Tabel 6.5 <i>Direct plant cost (DPC)</i>	117
Tabel 6.6 <i>Fixed capital investment (FCI)</i>	117
Tabel 6.7 <i>Working capital investment (WCI)</i>	118
Tabel 6.8 <i>Direct manufacturing cost (DMC)</i>	119
Tabel 6.9 <i>Indirect manufacturing cost (IMC)</i>	120
Tabel 6.10 <i>Fixed manufacturing cost (FMC)</i>	120
Tabel 6.11 <i>Total manufacturing cost</i>	120
Tabel 6.12 <i>General expenses</i>	121
Tabel 6.13 <i>Total production cost</i>	121
Tabel 6.14 <i>Annual fixed manufacturing cost (Fa)</i>	124
Tabel 6.15 <i>Annual regulated expenses (Ra)</i>	124
Tabel 6.16 <i>Annual variabel value (Va)</i>	124
Tabel 6.17 <i>Annual sales value (Sa)</i>	124

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Pertumbuhan Impor Asetilena di Indonesia.....	4
Gambar 1.2 Grafik Pertumbuhan Impor Vinil Klorida di Indonesia	5
Gambar 1.3 Grafik Pertumbuhan Ekspor Asetilena di Indonesia	9
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	27
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	28
Gambar 4.1 Tata Letak Lokasi Pabrik	56
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	62
Gambar 4.3 Tata Letak Alat-Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	65
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	68
Gambar 5. 1 Diagram Alir Unit Utilitas.....	98
Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi	126

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A	Perancangan Reaktor	129
Lampiran B	<i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD)	137
Lampiran C	Kartu Konsultasi Bimbingan Perancangan Pabrik	138



DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature, °C</i>
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
P	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
Π	: Jari- jari, in
P	: <i>Power motor</i> , Hp
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔP_T	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
F	: <i>Allowable Stress</i> , psia
E	: Efisiensi pengelasan
Icr	: Jari-jari sudut dalam, in
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor
Cp	: Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	<i>Heat transfer factor</i>
LMTD	: <i>Long mean temperature different</i> , °F
K	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
Wf	: Total <i>head</i> , in
ΔH	: Entalpi, KJ/Jam
Th	: Tebal <i>head</i> , in

ABSTRAK

Asetilena adalah hidrokarbon paling sederhana dengan ikatan rangkap tiga (etuna) dengan rumus C_2H_2 yang bersifat tak jenuh, tidak stabil, dan sangat reaktif. Penggunaan asetilena sekitar 80% digunakan sebagai sintesis produksi bahan kimia lain dan penggunaan sekitar 20% lainnya dari asetilena sebagai obor *oxyacetylene* untuk pemotongan dan pengelasan logam. Mengingat kebutuhannya yang terus meningkat dan sampai saat ini pabrik Asetilena direncanakan akan berdiri di Batam, Kota Batam, Kepulauan Riau dengan kapasitas 25.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Metode pembuatan Asetilena yang digunakan pabrik ini adalah Oksidasi Parsial dari Gas Alam. Pembuatan ini menggunakan Reaktor RAP dengan mereaksikan LNG dan oksigen sehingga terjadi reaksi eksotermis. Untuk menghasilkan reaksi yang diinginkan kondisi operasi reaktor yang terjadi $1.426,85^{\circ}C$ dengan tekanan 1 atm. Hasil Produk akan dipurifikasi sehingga didapatkan kemurnian Asetilena yang tinggi. Produk gas Asetilena diangkut ke dalam tangki penyimpanan berupa gas yang dilarutkan kemudian dikemas, dan di pasarkan. Untuk mencapai kapasitas produksi 25.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku LNG (metana) 20.924,127 kg/jam dan oksigen sebesar 30.055,604 kg/jam. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 706.970,98 kg/jam air pendingin, 227.959,43 kg/jam pendingin propana, 112.493,07 kg/jam pemanas propana, 56,074 m³/jam udara tekan 1.324,6774 kW listrik, dan 3.578,95 L/jam bahan bakar. Hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik Asetilena ini memiliki tingkat resiko tinggi (*high risk*) dengan pajak sebesar 30%, *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak minimal sebesar 44%, *Pay Out Time* (POT) maksimal sebesar 2 tahun. Hasil evaluasi ekonomi pabrik Asetilena ini menunjukkan modal tetap sebesar Rp. 867.160.935.946, modal kerja sebesar Rp. 885.467.692.713 dan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 714.226.718.560, ROI sebelum pajak sebesar 82%, POT sebelum pajak sebesar 1,1 tahun, BEP sebesar 37%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 39%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik Asetilena secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata Kunci: *Asetilena, LNG(Metana), Oksidasi Parsial, RAP, Perancangan Pabrik*

ABSTRACT

Acetylene is the simplest hydrocarbon with a triple bond (ethene) with the formula C_2H_2 which is unsaturated, unstable and highly reactive. About 80% of acetylene is used in the synthesis of other chemical production and another 20% of acetylene is used in *oxyacetylene* torches for metal cutting and welding. Given the ever-increasing needs and until now the Acetylene factory is planned to be established in Batam, Batam City, Riau Archipelago. with a capacity of 25.000 tonnes/year operating for 330 days. The Acetylene production method used by this plant is Partial Oxidation of Natural Gas. This manufacture uses a PFR reactor by reacting LNG and oxygen so that an exothermic reaction occurs. To produce the desired reaction, the reactor operating conditions were 1.426,85°C with a pressure of 1 atm. Product results will be purified to obtain high purity Acetylene. Acetylene gas products are transported into storage tanks in the form of dissolved gas, then packaged and marketed. To achieve a production capacity of 25.000 tons/year, 20.924,127 kg/hour of LNG (*methane*) and 30.055,604 kg/hour of oxygen are needed. The utilities needed are 706.970,98 kg/hour of cooling water, 227.959,43 kg/hour of propane cooler, 112.493,07 kg/hour of propane heater, 56,074 m³/hour compressed air, 1.324,6774 kW of electricity, and 3,578,95 L/hour of fuel. The results of the analysis show that this Acetylene factory has a high risk level with a tax of 30%, a minimum *Return on Investment* (ROI) before a tax of 44%, a maximum *Pay Out Time* (POT) of 2 years. The results of the economic evaluation of the Acetylene factory show a fixed capital of Rp. 867.160.935.946 working capital of Rp. 885.467.692/713 and profit before tax of Rp. 714.226.718.560,03, ROI before tax is 82%, POT before tax is 1,1 years, BEP is 37%, *Shut Down Point* (SDP) is 29%, and *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) is 39%. Based on the results of this economic evaluation, it can be concluded that the Acetylene plant is economically feasible to establish.

Keywords: *Acetylene, LNG(Methane), Partial Oxidation, PFR, Plant Design*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Asetilena adalah hidrokarbon paling sederhana dengan ikatan rangkap tiga yang biasa disebut dengan etuna dengan rumus C_2H_2 . Merupakan hidrokarbon yang tak jenuh, tidak stabil, dan sangat reaktif. Massa molekulnya adalah 26,0379 gr/mol, titik didih 189,15 K ($-84,0^{\circ}C$) dan temperatur kritisnya adalah 308,32 K ($35,17^{\circ}C$) (Ullmann's, 2012). Asetilena sudah dikenal sejak pertengahan abad ke-19, ketika itu banyak kontribusi dari orang lain, sehingga menciptakan peran asetilena sebagai bahan baku penting untuk produksi bahan kimia komoditas (Ripoll, 2021).

Dengan meningkatnya permintaan energi dan penurunan produksi minyak dan gas konvensional, gas alam dijadikan sebagai pilihan energi yang signifikan, dan telah mendapat perhatian yang meningkat di seluruh dunia. Secara umum, mendorong pengembangan shale gas (gas alam) secara bertahap akan memainkan peran penting dalam memenuhi kebutuhan energi pembangunan ekonomi dan sosial serta mengurangi kerusakan lingkungan. Dibandingkan dengan bahan bakar fosil lainnya, shale gas merupakan sumber energi yang bersih dan efisien dan berkontribusi untuk mengurangi ketergantungan suatu negara pada konsumsi energi tinggi, mengurangi polusi udara serta emisi rumah kaca (Yan, 2016).

Penggunaan acetylene sekitar 80% digunakan sebagai perantara manufaktur sistem tertutup. Produksi bahan kimia lain yang disintesis dari asetilena adalah monomer vinil klorida, N-vinilkarbazole, 1,4-butanediol, vinil eter, N-vinil-2-

pirolidon, vinil fluorida, Nvinilkaprolaktam, dan vinil ester. Penggunaan sekitar 20% lainnya dari acetylene sebagai obor oxyacetylene untuk pemotongan dan pengelasan logam (Vladimir et.al., 2018).

Meningkatnya era globalisasi, Indonesia berupaya untuk berkembang dalam berbagai sektor, salah satunya dalam sektor perindustrian. Industri kimia tidak lepas dengan perkembangan industri yang ada di Indonesia. Perkembangan pabrik dengan mendirikan pabrik kimia juga dapat mengurangi impor bahan kimia dari negara lain serta dapat menambah devisa Indonesia. Salah satunya dengan mendirikan pabrik Asetilena. Kebutuhan Asetilena terus bertambah dengan meningkatnya perkembangan industri Indonesia.

Berbagai macam proses produksi asetilena telah banyak dikembangkan dari tahun ke tahun. Pada tahun 1800-an, asetilena mulai diproduksi dengan jumlah yang banyak dengan cara mereaksikan kalsium karbida dengan air. Sedangkan proses produksi asetilena dengan thermal cracking menggunakan methane dan hidrokarbon baru diperkenalkan pada tahun 1940-an kemudian mulai dikembangkan menjadi proses oksidasi parsial dan regenerasi pada tahun 1950-an. Saat ini terdapat 2 proses produksi asetilena yang umum digunakan, yaitu produksi dari reaksi kalsium karbida dengan air dan proses BASF (partial combustion).

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas perancangan produksi adalah salah satu aspek penting dalam proses pra rancangan pabrik. Kapasitas produksi dapat diartikan sebagai jumlah maksimum yang diproduksi oleh pabrik per satuan waktu tertentu. Hal ini menjadi

penting karena akan mempengaruhi pada sektor ekonomi pabrik itu sendiri, maka perlu adanya pertimbangan agar mendapatkan laba yang maksimum dengan biaya yang minimum. Beberapa faktor yang mempengaruhi terhadap penentuan kapasitas sebagai berikut :

1.2.1 Impor di Indonesia

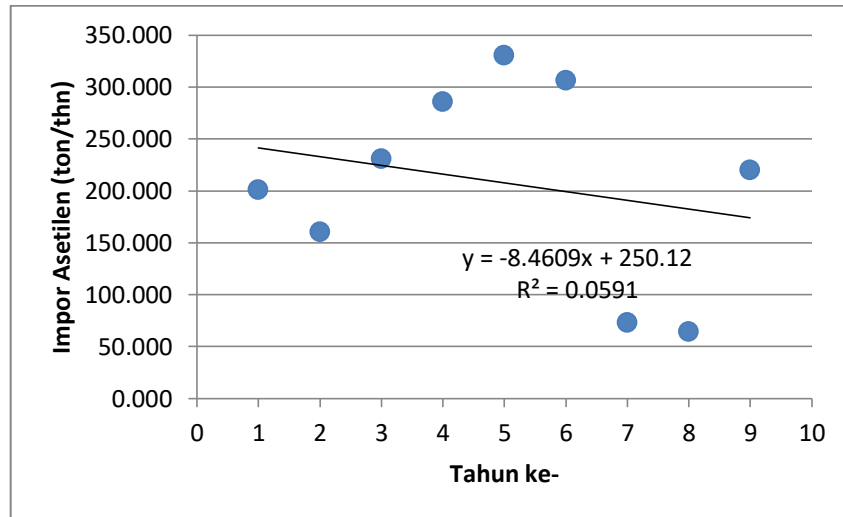
Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, nilai impor asetilena di Indonesia masih relatif rendah, hal ini dapat ditinjau dari data perkembangan impor asetilena di Indonesia pada tahun 2013-2021. Pada Tabel 1.1 terlihat bahwa kebutuhan impor asetilena cenderung menurun terutama pada tahun 2019 dan 2018. Perkembangan impor asetilen di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1, sementara hasil regresi data impor asetilen dapat dilihat pada Gambar 1.1 sebagai berikut.

Tabel 1.1 Data impor asetilena di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2013	200,709
2014	160,330
2015	230,645
2016	285,549
2017	330,309
2018	306,197
2019	72,674
2020	64,079
2021	219,807

(Sumber : BPS, 2022)

Berdasarkan data impor pada tahun 2013 – 2021 , dapat diperkirakan besarnya impor asetilena pada tahun 2025 sebagai berikut :



Gambar 1.1 Grafik Pertumbuhan Impor Asetilena di Indonesia

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = -8,4609 x + 250,116$

Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa impor asetilen pada tahun 2025 (tahun ke 13) :

$$(-8,4609) (13) + 250,116 = 140,1243 \text{ ton/tahun}$$

Meskipun nilai impor asetilena cenderung rendah, akan tetapi jika ditinjau dari produk yang merupakan turunan dari asetilena, yaitu vinil klorida dan vinil asetat, kebutuhan impor Indonesia terhadap bahan tersebut cukup tinggi. Dikarenakan tingginya harga asetilen serta penanganannya yang rumit maka vinil asetat sudah tidak diproduksi dengan bahan baku asetilen. Sementara itu, vinil klorida masih diproduksi dari asetilen terutama di China. Vinil klorida menyumbang 80% pasar produk asetilena secara global, dan China merupakan produsen terbesar vinil klorida dengan bahan baku asetilen yang diperoleh dari pemrosesan batuan karbid dan batu bara.

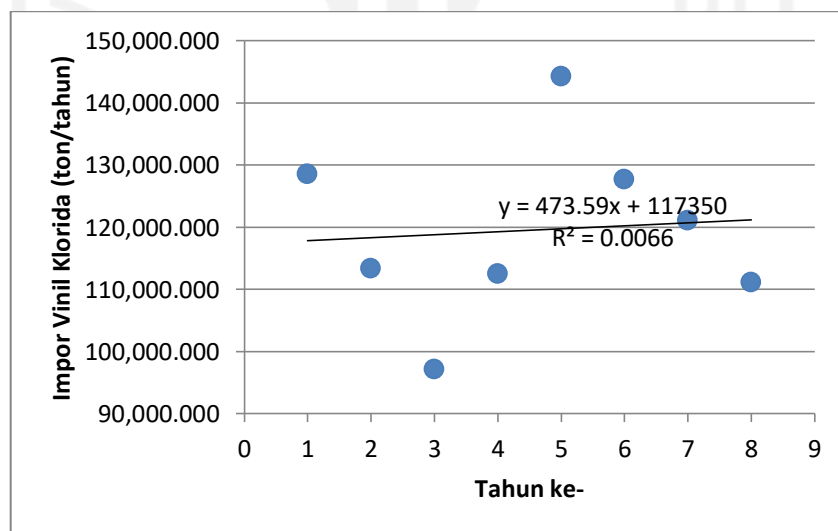
Data impor vinil klorida di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2, sementara hasil regresi data impor vinil klorida dapat dilihat pada Gambar 1.2 berikut.

Tabel 1.2 Data impor vinil klorida di Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)
2014	128.588,141
2015	113.359,724
2016	97.196,051
2017	112.477,774
2018	144.285,340
2019	127.740,417
2020	121.070,215
2021	111.129,303

(Sumber : BPS, 2022)

Berdasarkan data impor pada tahun 2014 - 2021, dapat diperkirakan besarnya impor vinil klorida pada tahun 2025 sebagai berikut :



Gambar 1.2 Grafik Pertumbuhan Impor Vinil Klorida di Indonesia

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 473,59 x + 117.350$

Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa impor vinil klorida pada tahun 2025 (tahun ke 12) :

$$(473,59) (12) + 117.350 = 123.033,08 \text{ ton/tahun}$$

Selain nilai impor yang tinggi, kebutuhan vinil klorida sebagai bahan baku pada pabrik-pabrik kimia khususnya produksi polivinil klorida juga cukup tinggi sebagaimana dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data kebutuhan vinil klorida

Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Standart Toyo Polymer	88.000
PT. TPC Indo Plastic	125.000
PT. Eastern Polymer	48.000
PT. Sulfindo Adiusaha	110.000
PT. Asahimas Chemical	550.000
PT. Satomo Indovyl Polimer	70.000
PT. Siam Maspion Polymer	100.000
Total	1.086.000

(Sumber : BPS, 2017)

Kebutuhan vinil klorida dalam negeri saat ini dipenuhi oleh PT. Asahimas Chemical dan PT. Sulfindo, data kapasitas produksi vinil klorida kedua pabrik tersebut dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Data produksi vinil klorida di Indonesia

Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Asahimas Chemical	800.000
PT. Sulfindo Adiusaha	130.000
Total	930.000

Total produksi vinil klorida di Indonesia belum memenuhi total kebutuhan dan impor vinil klorida. Untuk memproduksi 1 ton monomer vinil klorida dengan hidroklorinasi dibutuhkan sekitar 0,42 – 0,45 ton asetilen (Kudryashova et al., 2018). Dengan mempertimbangkan belum adanya pabrik monomer vinil klorida dari asetilen di Indonesia maka diasumsikan bahwa asetilen dapat memenuhi 50% kebutuhan impor vinil

klorida. Jika diambil kebutuhan vinil klorida sebesar 50% dari 123.033,08 ton pada tahun 2025 dan 0,45 ton asetilen dibutuhkan untuk memproduksi 1 ton vinil klorida maka diperoleh kebutuhan asetilen sebesar 27.682,443 ton/tahun pada tahun 2025.

1.2.2 Pabrik yang Telah Berdiri

Berdasarkan data Kemenperin (2021) beberapa perusahaan dalam negeri yang memproduksi asetilena dapat dilihat pada Tabel 1.5, sementara data pabrik asetilena yang telah berdiri di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Tabel 1.5 Produksi asetilena di Indonesia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Samator Gas Industri	Bontang, Kalimantan Timur	1.440
PT. Indo Hazel Perkasa	Bantul, D.I. Yogyakarta	576
PT Acetylene Bambe	Surabaya	360
PT Surya Biru Murni Acetylene	Balikpapan, Kalimantan Timur	330
PT. Sentul Prima Gasindo	Serang, Banten	690
Total		3.396

Pabrik asetilen dari gas alam mulai banyak dikembangkan di kawasan dengan potensi gas alam yang cukup besar seperti Amerika Serikat. Beberapa pabrik asetilen yang telah berdiri di Amerika Serikat adalah sebagai berikut.

Tabel 1.6 Data pabrik asetilena di Amerika Serikat

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
BASF, Geismar, Los Angeles	45.400
Borden Chemicals, Geismar	90.700
Carbide-Graphite Group, Calvert City	34.000
Chevron Phillips, Chedar Bayou	9.100
Dow, Seadrift	5.400
Dow, Taft	11.300
Dow, Texas City	6.800
Equistar, La Porte	11.300
Rohm and Hass	27.200
Total	241.200

(Tadeschi, 2003)

1.2.3 Ekspor di Indonesia

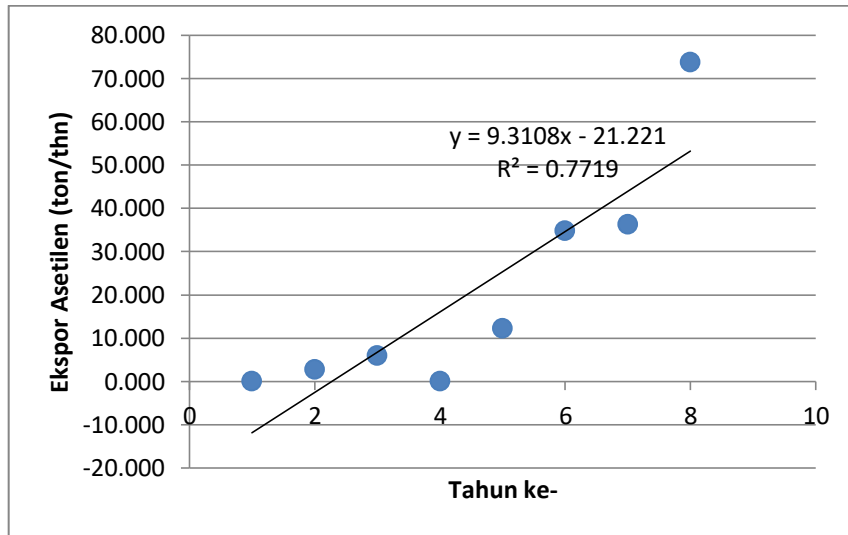
Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, nilai ekspor asetilena di Indonesia masih relatif rendah, hal ini dapat ditinjau dari data perkembangan ekspor asetilena di Indonesia pada tahun 2014-2021. Perkembangan ekspor asetilen di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.7, sementara hasil regresi data ekspor asetilen dapat dilihat pada Gambar 1.3 sebagai berikut.

Tabel 1.7 Data ekspor asetilena di Indonesia

Tahun	Ekspor (ton/tahun)
2014	0,005
2015	2,639
2016	5,950
2017	0
2018	12,185
2019	34,771
2020	36,205
2021	73,666

(Sumber : BPS, 2022)

Berdasarkan data pada tahun 2014 - 2021, dapat diperkirakan besarnya ekspor asetilen pada tahun 2025 sebagai berikut :



Gambar 1.3 Grafik Pertumbuhan Ekspor Asetilena di Indonesia

Persamaan yang didapat adalah : $y = 9,3108 x - 21,221$

Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa ekspor asetilen pada tahun 2025 (tahun ke 12) :

$$9,3108 (12) - 21,221 = 90,5086 \text{ ton/tahun}$$

1.2.4 Kapasitas Produk Komersial

- a. Potensi Kapasitas Pabrik Asetilena

Estimasi konsumsi = 27.682,443 ton/tahun

Estimasi ekspor = 90,5086 ton/tahun

Estimasi impor = 140,1243 ton/tahun

Diasumsikan tidak ada pabrik baru yang berdiri hingga tahun 2025, sehingga Asetilen yang diproduksi di Indonesia sebesar 3.396 ton/tahun.

Potensi kapasitas pabrik asetilena pada tahun 2025 :

$$= (\text{konsumsi} + \text{ekspor}) - (\text{produksi} + \text{impor})$$

$$= (27.682,443 + 90,5086) - (3.396 + 140,1243)$$

$$= 24.236,8273 \text{ ton/tahun}$$

b. Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik asetilen yang telah berdiri di dunia memiliki rentang kapasitas produksi sebesar 330 – 90.700 ton/tahun. Salah satu pabrik yang telah berdiri di Indonesia adalah PT. Samator dengan kapasitas produksi sebesar 1.440 ton/tahun. Nilai ekspor asetilen masih rendah dan belum banyak pabrik asetilen yang berdiri di Indonesia, maka direncanakan akan didirikan pabrik asetilen dari gas alam pada tahun 2025 dengan kapasitas produksi sebesar 25.000 ton/tahun.

c. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku LNG yang dibutuhkan untuk memproduksi asetilena sebesar 25.000 ton/tahun adalah 20.924,13 kg/jam atau sebesar 165.719,11 ton/tahun. Daftar pabrik atau kilang penyedia bahan baku dapat dilihat pada Tabel 1.8.

Tabel 1.8 Data kilang LNG di Indonesia

Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Badak LNG (Bontang, Kalimantan Timur)	8.534.312
LNG Tangguh (Papua Barat)	8.193.430
Donggi Senoro LNG (Sulawesi Tengah)	2.332.939
PT. Perta Arun Gas (Aceh)	2.927.962
Total	21.988.643

1.3 Tinjauan Pustaka

Asetilena dengan rumus molekul C_2H_2 adalah alkuna yang paling sederhana. Karena strukturnya yang sederhana dan reaktivitasnya yang tinggi, asetilena berperan sebagai *building block* serbaguna untuk sintesis organik (Vladimir et. Al., 2018). Asetilena murni adalah gas tidak berwarna dan tidak berbau, ringan dan mudah terbakar dengan suhu pembakaran yang tinggi. Oleh karena itu, asetilena banyak digunakan dalam pengelasan, juga cocok digunakan untuk mematri, memotong dan mengeraskan (Vladimir et.al., 2018).

Asetilena dapat diproduksi dengan beberapa macam metode. Salah satunya yang paling umum adalah mereaksikan kalsium karbida dengan air. Metode lainnya yaitu dengan pembakaran parsial dari hidrokarbon (Vladimir et.al., 2018).

a. Reaksi Kalsium Karbida dengan Air



Proses ini menggunakan bahan baku berupa kalsium karbida dengan air untuk menghasilkan asetilena. Kondisi optimal yang dapat digunakan untuk reaksi ini adalah $50-90^\circ C$ dan tekanan 1 atm dan diperoleh yield asetilen sebesar 93% - 95%. Perlu adanya katalis yang tepat untuk mendapatkan yield yang tinggi (Lu et.al., 2020).

b. Proses Oksidasi Parsial

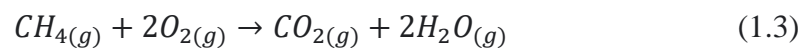
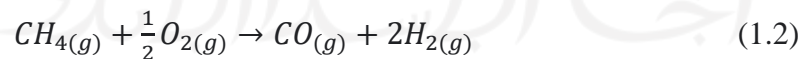
Oksidasi parsial merupakan salah satu metode penting dalam proses industri fase gas dengan bahan baku hidrokarbon dalam hal ini adalah metana (CH_4) menjadi bahan kimia lain. Proses oksidasi parsial berlangsung pada suhu yang tinggi yaitu di atas $1500^\circ C$. Produk dari proses ini adalah

gas H₂, CO, CO₂, H₂O, C₂H₂ dan C₂H₄. Umumnya, yield asetilen yang tinggi dicapai dalam kondisi pembakaran hidrokarbon dengan sedikit ketersediaan oksigen (sub-stoikiometrik oksigen tidak mencukupi) atau saat oksigen telah habis untuk mengoksidasi metana. Pada proses oksidasi metana, reaksi menghasilkan panas atau energi yang digunakan untuk perengkahan sisa metana menjadi produk berupa asetilena. Proses berlangsung dalam waktu yang singkat (mili detik) dan dalam kondisi jauh dari kesetimbangan (Savchenko et.al., 2019).

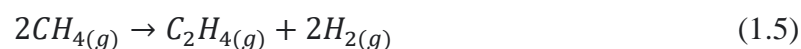
Bahan baku yang berupa hidrokarbon dan oksigen mula-mula dipanaskan sampai suhunya sekitar 500 - 650°C. Pra pemanasan dan pra pencampuran ini bertujuan untuk mendapatkan yield asetilena yang tinggi. Karena reaksi berlangsung pada suhu tinggi, produk keluar reaktor harus didingin secara cepat (*quenching*) dengan menyemprotkan air, pendinginan ini berlangsung secara cepat dan dapat mendinginkan hingga suhu 90°C (Bachtler et.al., 2011).

Proses reaksi oksidasi parsial metana oleh oksigen untuk menghasilkan asetilen terdiri dari beberapa tahap sebagai berikut :

1. Pembakaran Sebagian (*Partial Oxidation*)



2. Perengkahan Metana (*Thermal Cracking*)



Tabel 1.9 Perbandingan proses pembuatan asetilena

Proses	Kalsium Karbida dengan Air	Oksidasi Parsial Hidrokarbon
Suhu (°C)	50-70	> 1.500
Tekanan (atm)	1	1
Konversi (%)	99	81-90
Yield (%)	93-95	2-8
Pemakaian katalis	Tembaga (Cu)	-
Ketersediaan bahan baku	Tersedia di Indonesia	Tersedia melimpah di alam
Pemisahan	Filtrasi, sedimentasi, evaporasi, kondensasi	Evaporasi, absorpsi
Fase	Padat, cair, dan gas	Cair dan gas

Berdasarkan perbandingan pemilihan proses di atas proses, proses yang akan dipilih adalah proses oksidasi parsial. Oksidasi parsial dipilih karena ada beberapa hal yang dapat dijadikan alasan :

1. Bahan baku tersedia melimpah di alam.
2. Proses oksidasi parsial digunakan sebagai sumber energi untuk perengkahan metana karena bersifat eksotermis.
3. Waktu proses yang sangat cepat hanya beberapa mili detik saja.
4. Secara ekonomis dapat memproduksi asetilen dengan banyak.
5. Reaksi tanpa menggunakan katalis.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Persamaan reaksi (Savchenko et. al., 2019) :



Data nilai entalpi, energi bebas Gibbs dan entropi dapat dilihat pada

Tabel 1.7 berikut ini.

Tabel 1.10 Data nilai entalpi, energi bebas gibbs dan entropi

Senyawa	ΔH°_{298} (kJ mol ⁻¹)	ΔG°_{298} (kJ mol ⁻¹)	ΔS°_{298} (JK ⁻¹ mol ⁻¹)
CH _{4(g)}	-74,5	-50,5	186,3
CO _(g)	-110,5	-137,2	197,6
CO _{2(g)}	-393,5	-394,4	213,7
H _{2(g)}	0	0	130,6
H _{2O(g)}	-241,8	-228,6	188,7
O _{2(g)}	0	0	205,0
C ₂ H _{4(g)}	52,51	68,43	219,4
C ₂ H _{2(g)}	227,48	209,97	200,9

a. Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°)

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis / eksotermis) dan reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan, serta arah reaksi (*reversible* / *irreversible*). Penentuan sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°).

$$\Delta H^\circ_{298} = \Sigma \Delta H_{produk} - \Sigma \Delta H_{reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (-310,5929 \text{ kJ/mol}) - (-74,5 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = -230,0929 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga ΔH_r yang dihasilkan bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis (Yaws, 1976).

b. Energi Bebas Gibbs (ΔG_f°)

Perhitungan energi bebas gibbs (ΔG_f°) digunakan untuk memprediksi reaksi kimia berlangsung secara spontan atau tidak. ΔG_f° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan ΔG_f° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi.

$$\Delta G^\circ_{298} = \Sigma \Delta G_{produk} - \Sigma \Delta G_{reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (-315,4362 \text{ kJ/mol}) - (-50,5 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = -264,9362 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga ΔG_f° yang dihasilkan bernilai negatif maka reaksi berlangsung secara spontan (Yaws, 1976).

c. Konstanta Keseimbangan Reaksi

Harga konstanta keseimbangan pada keadaan standar :

$$\Delta G^\circ_{298} = -R T \ln K_{(298 \text{ K})}$$

$$-264,9362 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = -8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K} \times \ln K_{(298)}$$

$$K_{(298\text{K})} = \exp \left(\frac{-264,9362 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{-8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}} \right)$$

$$= \exp 106,93$$

$$= 2,75 \times 10^{46}$$

Pada suhu $T = 1700\text{K}$, menggunakan persamaan Van't Hoff dapat dihitung :

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

$$\ln \frac{2,75 \times 10^{46}}{K_2} = \frac{-230,0929 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \left(\frac{1}{1700} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{2,75 \times 10^{46}}{K_2} = -27.675,35(-2,77 \times 10^{-3})$$

$$\ln \frac{2,75 \times 10^{46}}{K_2} = 76,66$$

$$K_2 = \ln 3,59 \times 10^{44}$$

$$K_2 = 102,59$$

Nilai konstanta kesetimbangan yang diperoleh bernilai positif, sehingga merupakan reaksi *irreversible*.

Berdasarkan tinjauan termodinamika, reaksi oksidasi parsial gas alam untuk menghasilkan asetilen memiliki karakteristik sebagai berikut :

- Reaksi yang terjadi adalah reaksi spontan.
- Merupakan reaksi *irreversible*.
- Merupakan reaksi eksotermis.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tabel 1.11 Data kinetika reaksi

Orde reaksi	Reaksi orde 1 (Holmen et.al., 1976)
Rasio mol reaktan, $\alpha = \frac{[O_2]}{[CH_4]}$	0,72 (Savchenko et.al., 2019)
Konstanta laju reaksi (mol/L.s)	
$CH_{4(g)} + \frac{1}{2}O_{2(g)} \rightarrow CO_{(g)} + 2H_2$	k = 6,11E+07 (Frassoldati, A., 2009)
$CH_{4(g)} + 2O_{2(g)} \rightarrow CO_{2(g)} + 2H_2O_{(g)}$	k = 2,08E+02 (Li, Zichong, et. al., 2019)
$2H_{2(g)} + O_{2(g)} \rightarrow 2H_2O_{(g)}$	k = 7.11E+05 (Frassoldati, A., 2009)
$2CH_{4(g)} \rightarrow C_2H_{4(g)} + 2H_{2(g)}$	k = 3E+12 (Holmen et.al., 1976)
$C_2H_{4(g)} \rightarrow C_2H_{2(g)} + H_{2(g)}$	k = 7,895E+07 (Holmen et.al., 1976)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Beberapa variabel digunakan sebagai variabel utama untuk mencapai kualitas produk yang sesuai dengan target perancangan. Variabel-variabel tersebut meliputi spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pendukung, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1 Metana

Bahan baku metana berasal dari LNG (Liquid Natural Gas) yaitu gas alam yang dipanaskan hingga temperatur -155°C sehingga berubah menjadi liquid yang digunakan untuk memurnikan hidrokarbon berat, serta untuk mempermudah distribusi dengan mengecilkan 1/600 volume gas alam menjadi liquid (Nuswantra dll, 2014).

Rumus molekul	: CH_4
Berat molekul	: 16,05 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Densitas	: 0,677 g/L
Titik didih	: $-161,48^{\circ}\text{C}$
Titik lebur	: $-187,6^{\circ}\text{C}$
Titik nyala	: Closed up : -104°C
Temperatur kritis	: $-82,45^{\circ}\text{C}$

2.1.2 Oksigen

Oksigen digunakan untuk mengoksidasi metana yang kemudian menghasilkan energi untuk pirolisis komponen metana sehingga didapatkan asetilen. Proses ini terjadi ketika oksigen sudah sempurna terkonversi.

Rumus molekul	: O_2
Berat molekul	: 32 g/gmol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak berwarna. Biru
Densitas	: 1,329 g/L
Titik didih	: $-183^{\circ}C$
Titik lebur	: $-218,4^{\circ}C$
Temperatur kritis	: $-118,15^{\circ}C$
Korosifitas	: Korosif

2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

2.2.1 Aseton

Aseton digunakan sebagai pelarut pada menara absorber untuk menyerap asetilen.

Rumus molekul	: C_3H_6O
Berat molekul	: 58 g/gmol
Wujud	: Cair
Warna	: Tak berwarna
Densitas	: 786 g/L
Titik didih	: $56^{\circ}C$

Titik lebur	: -95°C
Titik nyala	: -18°C (closed)
Temperatur kritis	: 235°C
Tekanan kritis	: 46,395 atm

2.2.2 Propana

Propana digunakan sebagai pendingin untuk proses pendinginan di alat penukar panas *Cooler* dan digunakan sebagai pemanas di alat penukar panas *Vaporizer* dan *Heater*.

Rumus molekul	: C ₃ H ₈
Berat molekul	: 44,1 g/gmol
Wujud	: Gas
Warna	: Tak berwarna
Densitas	: 0,116 lb/ft ³
Titik didih	: -42,1°C
Titik lebur	: -187,6°C
Temperatur kritis	: 96,55°C
Titik nyala	: -104°C

2.2.3 *Molecular Sieve 3A*

Molecular sieve 3A memiliki ukuran pori 3 angstrom dimana setiap molekul yang memiliki ukuran lebih dari 3A tidak akan dapat diserap. *Molecular sieve 3A* adalah logam alkali alumino-silikat, bentuk kalium dari struktur kristal tipe A.

Keuntungan dari *molecular sieve* 3A adalah kecepatan adsorpsi yang tinggi secara konsisten, resistensi kontaminasi yang lebih tinggi, kekuatan penghacuran yang lebih kuat, meningkatkan waktu siklik yang memberikan masa pakai produk yang lama. *Molecular sieve* 3A dapat diregenerasi dan digunakan kembali, untuk meregenerasi *sieve* yaitu menghilangkan kelembapan yang terserap dengan cara memanaskannya hingga suhu 200-230°C.

Model	: <i>Molecular Sieve</i> 3A
Diameter pori	: 3 angstroms
Bentuk	: Bulat
Diameter (mm)	: 1,7 – 2,5
Adsorpsi H ₂ O statis	: ≥ 21 % wt
Harga per ton (USD)	: 220 (Sumber : Alibaba)

2.3 Spesifikasi Produk

2.3.1 Asetilena (Produk Utama)

Produk utama yang diinginkan pada proses ini adalah asetilena.

Rumus molekul	: C ₂ H ₂
Berat molekul	: 26,037 g/gmol
Wujud	: Gas
Warna	: Tak berwarna
Densitas	: 1,1 g/L
Titik didih	: -84°C
Titik lebur	: -81°C

Temperatur kritis	: 35,25°C
Titik nyala	: -18,15°C (closed)
Sifat	: Mudah terbakar dan beracun
Kemurnian	: 99,8%

2.3.2 Karbon Monoksida (Produk Samping)

Rumus molekul	: CO
Berat molekul	: 28,01 g/gmol
Wujud	: Gas
Warna	: Tak berwarna
Densitas	: 1,153 g/L
Titik didih	: -191,52°C
Titik lebur	: -211,6°C
Temperatur kritis	: -140,15°C
Toksifitas	: Beracun

2.3.3 Karbon Dioksida (Produk Samping)

Rumus molekul	: CO ₂
Berat molekul	: 44,010 g/gmol
Wujud	: Gas
Warna	: Tak berwarna
Density	: 1,826 g/L
Titik lebur	: -79°C
Temperatur kritis	: 30,85°C
Korosifitas	: Tidak korosif

2.3.4 Hidrogen (Produk Samping)

Rumus molekul	: H ₂
Berat molekul	: 2 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tak berwarna
Densitas	: 0,08988 g/L
Titik didih	: -252,87°C
Titik lebur	: -259,14°C
Temperatur kritis	: -240,15°C
Korosifitas	: Tidak korosif

2.3.5 Etilen (Produk Samping)

Rumus molekul	: C ₂ H ₄
Berat molekul	: 28,05 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tak berwarna
Densitas	: 1,18 g/L
Titik didih	: -103,77°C
Titik lebur	: -169,15°C
Temperatur kritis	: 9,95°C
Titik nyala	: -135,85°C

2.4 Pengendalian Kualitas

Untuk menghasilkan produk berupa asetilen yang sesuai dengan spesifikasi dan kualitas yang diinginkan, maka diperlukan pengendalian kualitas (*quality*

control) baik pengendalian kualitas terhadap bahan baku, pengendalian terkait proses produksi, dan pengendalian kualitas produk. Pengendalian kualitas harus diterapkan agar produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan sehingga dapat memuaskan konsumen dalam memenuhi kebutuhannya. Selain itu, dengan adanya pengendalian kualitas kegagalan-kegagalan selama proses produksi dapat diminimalisir yang berdampak pada penghematan bahan baku dan sumber daya lainnya.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memastikan apakah bahan baku yang akan digunakan sudah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang telah ditentukan untuk proses produksi. Dalam proses ini bahan baku yang digunakan adalah metana dengan konsentrasi 99% dan oksigen dengan konsentrasi 99,9% bersuhu 30°C dan bertekanan 1 atm. Pengendalian kualitas bahan baku berperan untuk menjaga kondisi bahan baku sebelum operasi, dapat dilakukan dengan cara melakukan pengujian terhadap bahan baku sebelum operasi serta memilih tangki penyimpanan yang sesuai untuk bahan baku tersebut agar kualitasnya tetap terjaga.

2.4.2 Pengendalian Proses

Untuk mengendalikan keluaran dari suatu proses agar mencapai kualitas yang diinginkan maka diperlukan disiplin rekayasa yang melibatkan mekanisme dan algoritma yang disebut dengan pengendalian proses. Pengendalian proses produksi dilakukan dengan rangkaian alat yang berpusat di ruang kendali (*control room*) dan menggunakan sistem kontrol

otomatis. Fungsi dari sistem *controller* ini adalah adanya pengawasan terhadap jalannya operasi sehingga jika terdapat indikasi penyimpangan proses, sistem secara otomatis akan memberikan sinyal indikator berupa bunyi, nyala lampu atau lain sebagainya sehingga operator dapat melakukan tindakan untuk mengatur kembali proses produksi sebagaimana mestinya.

Beberapa alat kontrol yang digunakan pada sistem pengendalian proses produksi adalah sebagai berikut.

a. *Level Indicator (LI)*

Secara umum LI digunakan pada alat berupa kolom atau *vessel* yang dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluar kolom atau *vessel*. Fungsi dari *Level Indicator* adalah untuk mengetahui dan mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan.

b. *Temperature Control (TC)*

Fungsi dari *Temperature Control* adalah untuk mengendalikan suhu operasi pada alat agar sesuai dengan suhu operasi yang telah ditetapkan.

c. *Pressure Control (PC)*

Pressure Control sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran *steam* atau gas, PC dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluar *steam* atau gas. Fungsi dari *Pressure Control* adalah untuk mengendalikan tekanan operasi pada alat agar berjalan sesuai dengan tekanan yang telah ditetapkan.

d. *Flow Control (FC)*

Fungsi dari *Flow Control* adalah untuk mengendalikan laju aliran fluida baik aliran masuk maupun aliran keluar pada suatu alat. Secara umum, prinsip kerja alat ini adalah berdasarkan pada perbedaan tekanan dimana P1 lebih besar dari P2 sehingga diperoleh nilai ΔP yang kemudian akan dikalibrasikan sesuai dengan *set point* yang telah ditetapkan.

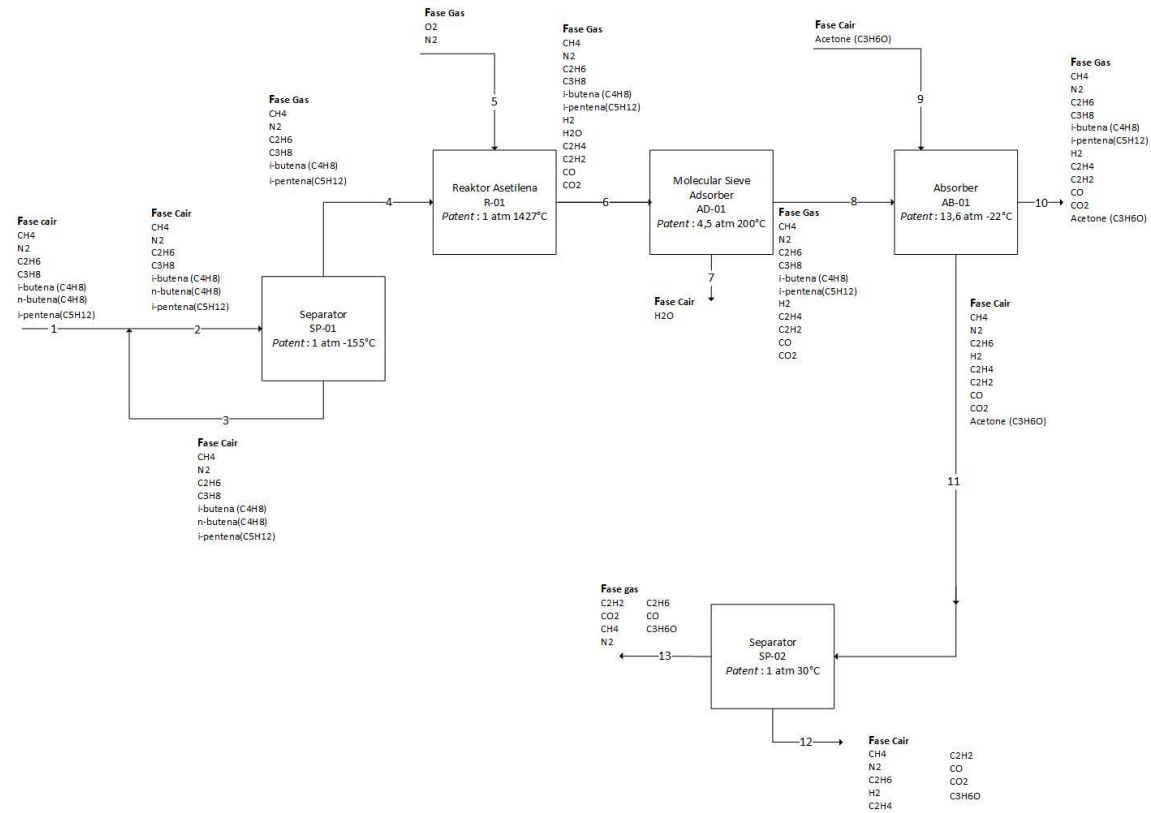
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk memastikan apakah produk yang dihasilkan sudah sesuai dengan spesifikasi dan standar mutu yang ditetapkan. Pengendalian kualitas produk dapat dilakukan dengan cara melakukan pengujian terhadap produk seperti uji kemurnian, komposisi, dan lain sebagainya. Hasil produk yang berkualitas dipengaruhi oleh proses-proses sebelumnya, sehingga untuk mendapatkan produk yang berkualitas harus dipilih bahan baku yang berkualitas dan adanya pengawasan dan pengendalian terhadap proses produksi.

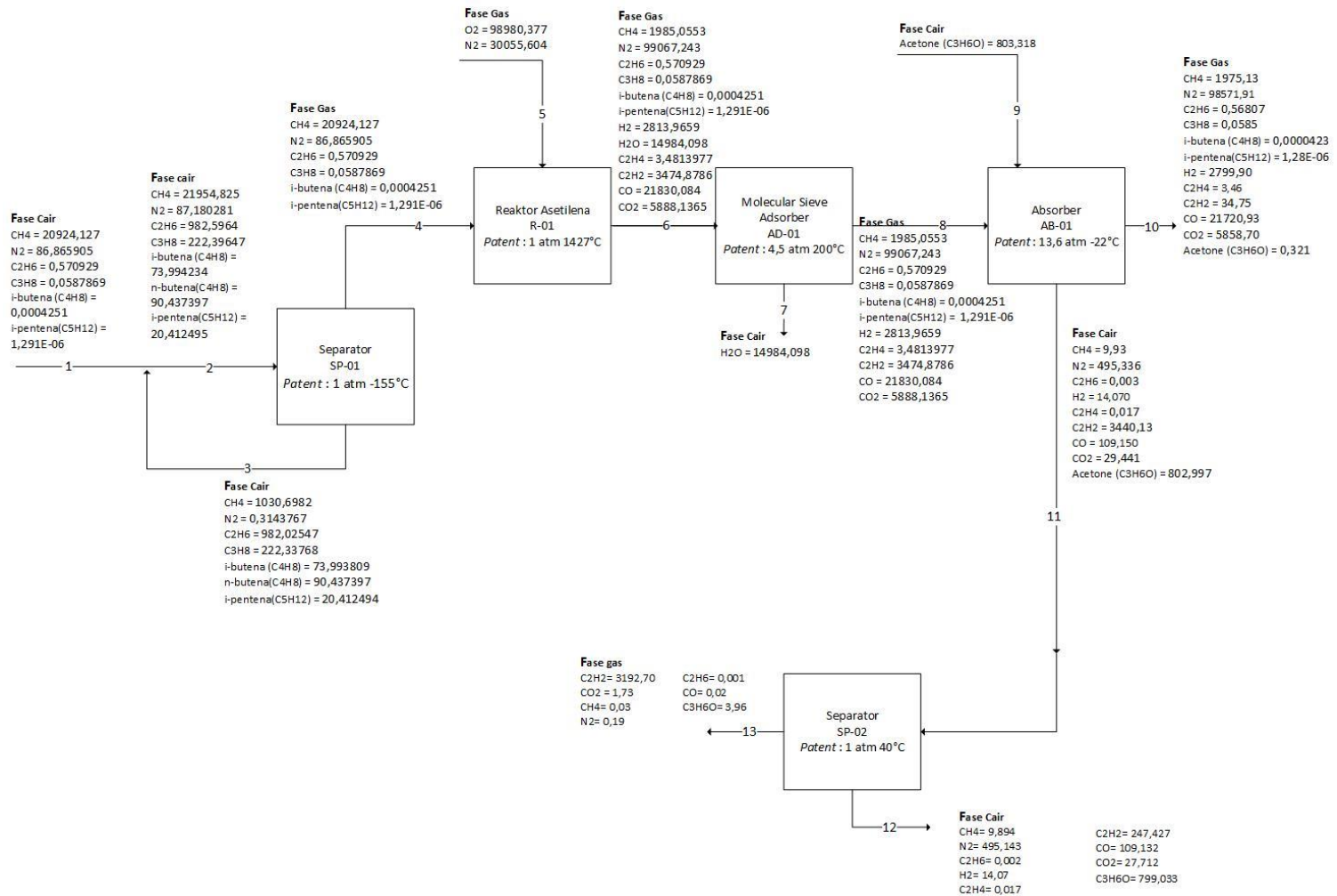
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pabrik pembentukan asetilena dengan oksidasi parsial ini diproduksi dengan kapasitas 25.000 ton/tahun dari bahan baku gas alam (metana) dan oksigen. Pada proses produksi, terdapat dua mekanisme reaksi, yang pertama adalah reaksi oksidasi parsial yang menghasilkan produk berupa gas sintesis dan yang kedua adalah reaksi perengkahan metana yang menghasilkan produk berupa asetilena dan etilen. Secara keseluruhan proses yang terjadi dapat digolongkan menjadi tiga tahap, yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Proses reaksi
3. Proses pemisahan

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Gas metana diperoleh dengan cara menguapkan *liquified natural gas* (LNG) di *vaporizer* (VP-01) pada suhu $-155\text{ }^{\circ}\text{C}$. Sebelumnya umpan *fresh feed* LNG dipanaskan dari suhu -165°C hingga $-155\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan pemanas uap propana jenuh yang mengembun pada $-42\text{ }^{\circ}\text{C}$. Produk keluaran *vaporizer* berupa campuran uap-cair gas alam dimasukkan ke kolom separator (SP-01) untuk dipisahkan. Sisa umpan yang belum menguap di-*recycle* dan digabungkan dengan *fresh feed* LNG.

Gas metana dengan sedikit kandungan gas alam lain yang dihasilkan kemudian dipanaskan dari suhu $-155\text{ }^{\circ}\text{C}$ ke $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan menggunakan *Heater* (HE-01) dengan memanfaatkan panas laten dari uap propana jenuh bertekanan 1 atm yang mengembun pada suhu $-42\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Gas oksigen (O_2) dari udara bersuhu $30^\circ C$ dan bertekanan 1 atm dihisap oleh *blower* (BL-03) kemudian disaring menggunakan *filter bag* (FB-01) untuk menyaring kotoran yang terbawa udara, kemudian dipanaskan secara terpisah dengan gas metana di *furnace* (FU-02 dan FU-01) hingga mencapai suhu $600^\circ C$ setelah tekanannya dinaikkan di kompresor (K-01 dan K-02). Pemanasan terpisah bertujuan agar reaksi tidak terjadi sebelum masuk reaktor. Pra-pemanasan ini juga bertujuan untuk meningkatkan yield asetilen.

3.2.2 Tahap Pembentukan Asetilena

Gas metana dan oksigen bersuhu $600^\circ C$ dari *furnace* (FU-01 dan FU-02) diumpankan ke dalam reaktor (R-01). Reaksi berjalan secara adiabatik dan eksotermis dengan tekanan operasi 1 atm dan suhu reaksi $1.426,85^\circ C$. Proses oksidasi parsial metana oleh oksigen menghasilkan produk berupa gas sintetis yaitu hidrogen, karbon monoksida, karbon dioksida dan uap air. Setelah oksigen habis bereaksi, metana yang berlebih merengkah membentuk asetilena dan sedikit etilen.

3.2.3 Tahap Purifikasi Asetilena

Gas keluaran reaktor (R-01) bersuhu $1.426,85^\circ C$ didinginkan secara cepat dengan cara menyempatkan air di *quencher* (QU-01) sampai suhunya mencapai $200^\circ C$. Pendinginan cepat ini bertujuan agar produk tidak tersintesis dan membentuk produk baru. Gas yang telah didinginkan dimasukkan ke dalam kolom *adsorber* (AD-01) untuk menghilangkan kadar uap airnya menggunakan *molecular sieve* 3A.

Gas hasil reaksi yang telah didehidrasi didinginkan hingga suhunya secara berturut-turut hingga suhunya mencapai -22°C di *cooler* (CL-01 dan CL-02) menggunakan pendingin berupa propana cair, kemudian diumpankan ke bagian bawah menara *absorber* (AB-01).

Solven berupa aseton dengan suhu 30°C dari tangki penyimpanan dinaikkan tekanannya menjadi 13,6 atm dengan bantuan pompa (P-04) lalu didinginkan hingga suhu -22°C dengan menggunakan pendingin propana cair di *cooler* (CL-03). Solven berupa aseton ini kemudian diumpankan melalui bagian atas menara *absorber* (AB-01) untuk dikontakkan dengan aliran gas hasil reaksi.

Sebanyak 99% asetilen dapat terserap oleh aseton sementara *non-condensable* gas seperti metana, karbon monoksida, hidrogen, karbon dioksida dan nitrogen sebagian besar keluar dari bagian atas menara sebagai limbah gas dan menuju UPL (W.C. Morro, JR., et al).

Gas-gas yang terlarut dalam aseton kemudian didinginkan suhunya menjadi -60°C di *cooler* (CL-04). Hasil keluaran *cooler* dimasukkan ke dalam kolom separator (SP-02) untuk dipisahkan produk gas dan cairnya. Konsentrasi asetilena yang diperoleh mencapai 99,8% berat.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Reaktor

Nama Alat	Reaktor
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan gas metana (CH_4) dan Oksigen (O_2) membentuk asetilena (C_2H_2)
Jenis	Reaktor Alir Pipa (RAP)
Bahan	SA-376 Grade TP 316
Jumlah	1
Spesifikasi	
Tekanan desain (atm)	11
Panjang pipa (m)	2,848
Diameter luar pipa (in)	24
Diameter dalam pipa (in)	20,376
Sch	100
Tebal pipa (in)	1,531
Volume reaktor (L)	852,92
Isolator	
Jenis	Kaolin Insulating Brick
Tebal (in)	13,228

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

a. Vaporizer

Tabel 3.2 Vaporizer

Spesifikasi		Vaporizer
Kode		VP-01
Fungsi		Menguapkan bahan baku LNG (metana) menjadi uap metana
Jenis		Shell & Tube Heat Exchanger
Bahan		Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah		1
Spesifikasi		
Shell	ID (in)	35
	Passes	2
	ΔP (psi)	3,1
Tube	Panjang (ft)	24
	ID (in)	0,902
	OD (in)	1
	BWG	18
	Jumlah tube (Nt)	592
	Pitch (Pt)	1,25
	Susunan tube	Triangular
	ΔP (psi)	0,014

b. Separator

Tabel 3.3 Separator

Nama Alat		Separator	
Kode		SP-01	SP-02
Fungsi		Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer (VP-01) pada suhu -155°C	Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari cooler (CL-04) pada suhu -60°C
Bahan		<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
<i>Shell</i>	Tinggi (m)	5,516	9,913
	Tebal (in)	0,25	0,25
	Diameter luar (in)	84,5	126,5
<i>Head</i>	Jenis	<i>Elliptical Dished Head (Elipsoidal)</i>	
	Tinggi (in)	22,028	31,761
	Tebal (in)	0,438	0,625
Tinggi total (m)		6,635	11,526
Tekanan (atm)		0,9	0,9
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)		-155	30

c. *Furnace*

Tabel 3.4 *Furnace*

Nama Alat		Furnace	
Kode		FU-01	FU-02
Fungsi		Memanaskan gas alam sebelum masuk reaktor dari 30°C menjadi 600°C	Memanaskan udara sebelum masuk reaktor dari 188,66°C menjadi 600°C
Bahan		<i>SA-213 Grade T22</i>	<i>SA-213 Grade T22</i>
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Volume (ft ³)		2.411,48	3.758,837
Kondisi operasi	Suhu (°C)	600	600
	Tekanan (atm)	3,2	19,397
OD (in)		34	36
ID (in)		33	35
Schedule		XS	XS
Panjang (m)		9,144	9,144
Lebar (m)		1,7272	1,8288
Tinggi (m)		4,2736	6,365
Isolasi			
Bahan		<i>Kaolin Insulating Brick</i>	
Tebal (in)		0,235	0,169

d. *Absorber*

Tabel 3.5 *Absorber*

Spesifikasi		<i>Absorber</i>
Kode		AB-01
Fungsi		Mengabsorb asetilen dari campuran gas hasil reaksi menggunakan aseton
Jenis		<i>Packed tower</i>
Bahan		<i>Low Alloy Steels SA-203 Grade C</i>
Jumlah		1
Spesifikasi		
Kondisi operasi	Suhu (°C)	-22
	Tekanan (atm)	13,6
<i>Shell</i>	OD (in)	71,415
	ID (in)	70,165
	Tinggi (m)	6,269
<i>Head</i>	Tinggi (m)	0,376
	Tebal (in)	1,125
<i>Packing</i>	Jenis	<i>Pall rings metal</i>
	Tinggi (m)	5,517

e. *Adsorber*

Tabel 3.6 *Adsorber*

Spesifikasi	<i>Adsorber</i>	
Kode	AD-01	
Fungsi	Mengadsorp air dari campuran gas hasil reaksi dengan <i>Zeolite 3A</i>	
Jenis	<i>Molecular Sieve</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah	1	
Spesifikasi		
Kondisi operasi	Suhu (°C)	200
	Tekanan (atm)	4,5
Tinggi total (m)	8,794	
Diameter kolom (m)	3,887	
Tebal Dinding (m)	0,0159	
Adsorben	<i>Molecular Sieve 3A</i>	

f. *Filter*

Tabel 3.7 *Filter*

Spesifikasi	<i>Filter Bag</i>
Kode	FB-01
Fungsi	Menyaring bahan baku udara masuk
Jenis	<i>Bag Filter</i>
Jumlah	1
Kapasitas (kg/jam)	154.843,177
<i>Flow area</i> (m ²)	608,366

g. Kompresor

Tabel 3.8 Kompresor

Spesifikasi	Kompresor			
Kode	K-01	K-02	K-03	K-04
Fungsi	Menaikkan tekanan gas keluar <i>filter bag</i> dari 1 atm menjadi 19,4	Menaikkan tekanan gas keluar <i>heater</i> (H-01) dari 1 atm menjadi 3,2 atm	Menaikkan tekanan gas hasil reaksi dari 1 atm menjadi 4,5 atm	Menaikkan tekanan gas keluar adsorber dari 4,5 atm sampai 13,6
Jenis	<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>			
Jumlah	1	1	1	1
Spesifikasi				
Kapasitas (kg/jam)	129.035,98	21.011,62	150.047,57	135.063,48
Tenaga (HP)	114	19,5	202,42	72,44

h. *Expansion Valve*

Tabel 3.9 *Expansion valve*

Spesifikasi	<i>Expansion Valve</i>		
Kode	EXV-01	EXV-02	EXV-03
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran furnace (F-01) dari 3.2 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke reaktor	Menurunkan tekanan keluaran furnace (F-02) dari 19.4 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke reaktor	Menurunkan tekanan keluaran Absorber dari 13,6 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke CL-04
Jenis	<i>Globe valve</i>		
Bahan	<i>Commercial Steel</i>		
Jumlah	1	1	1
Spesifikasi			
ID (in)	23.25	23.25	10.02
OD (in)	24	24	10.75
<i>Sch.</i>	20	20	40
NPS	20	20	10
<i>Flow area</i> (in ²)	425	425	78.8

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.10 Tangki penyimpanan

Tangki	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan LNG untuk kebutuhan proses produksi	Menyimpan Aseton (C ₃ H ₆ O) untuk kebutuhan proses produksi
Lama Penyimpanan (hari)	7	7
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>standar dished head</i>	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>standar dished head</i>
Kondisi Operasi	-165 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm
Spesifikasi		
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade D</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade D</i>
Volume Tangki (m3)	9.073,283	173
Diameter (m)	31,474	8,4
Tinggi (m)	16,976	4,5
Jumlah <i>course</i>	5	2
Tebal <i>shell</i> (in)	0,1875	0,1875
Head & Bottom		
(Jenis <i>Head</i>)	<i>Standar Dished Head</i>	<i>Standar Dished Head</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	1	1,0625
(jenis <i>Bottom</i>)	<i>flat bottom</i>	<i>flat bottom</i>
Tebal <i>Bottom</i> (in)	0,3125	0,3125

Tabel 3.10 Tangki penyimpanan (Lanjutan)

Tangki	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan Acetylene (C ₂ H ₂) hasil produksi	Menyimpan Aseton (C ₃ H ₆ O) untuk kebutuhan penyimpanan produk
Lama Penyimpanan (hari)	7	7
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>standar dished head</i>	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>standar dished head</i>
Kondisi Operasi	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm
Spesifikasi		
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade D</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade D</i>
Volume Tangki (m ³)	17,726,11	839,62
Diameter (m)	39,35	14,23
Tinggi (m)	21,22	7,68
Jumlah <i>course</i>	5	1
Tebal <i>shell</i> (in)	0,1875	0,1875
Head & Bottom		
(Jenis <i>Head</i>)	<i>Standar Dished Head</i>	<i>Standar Dished Head</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	0,1875	0,3125
(jenis <i>Bottom</i>)	<i>flat bottom</i>	<i>flat bottom</i>
Tebal <i>Bottom</i> (in)	0,3125	0,3125

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.11 Spesifikasi alat transportasi cairan

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Memompa bahan baku LNG menuju Vaporizer (V-01)	Memompa hasil larutan liquid Separator (SP-01) menuju Vaporizer (V-01)	Memompa hasil larutan Regasifikasi LNG menuju Separator (S-01)	Memompa pelarut Aseton menuju Absorber (AB-01)	Memompa pelarut Aseton menuju Absorber (AB-02)
Kondisi Operasi					
Viskositas (cP)	2,68	5,50	0,66	0,29	0,29
Kapasitas m ³ /jam	52,83	4,4	54,63	276,51	91,96
<i>Pump Head (m)</i>	3,053	8,86 m	2,66	178,88	6,78
Suhu Fluida (°C)	-165	-155	-155	30	30
Jenis Pompa	<i>Single Stage Sentrifugal Pump</i>				
Daya Motor (HP)	0,5	0,5	0,5	200	3
<i>Material Construction</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>

Tabel 3.11 Spesifikasi alat transportasi cairan (Lanjutan)

Pompa	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Memompa hasil produk dari Absorber (AB-01) menuju (AB-02)	Memompa hasil produk dari Absorber (AB-01) menuju <i>Vaporizer</i> (V-02)	Memompa hasil <i>Vaporizer</i> (V-02) menuju Separator (SP-02)	Memompa hasil larutan separator (SP-02) menuju <i>Vaporizer</i> (V-02)	Memompa larutan Aseton menuju Tangki Penyimoanan <i>Acetylene</i> (T-03)
Kondisi Operasi					
Viskositas (cP)	0,43	1,32	0,27	0,27	0,29
Kapasitas m ³ /jam	461,96	398	455,29	463,29	6
<i>Pump Head</i> (m)	8,24	4,8	3,8	3,89	8,63 m
Suhu Fluida (°C)	-22	-70	30	30	30
Jenis Pompa	<i>Single Stage Sentrifugal Pump</i>				
Daya Motor (HP)	15	10	7,5	7,5	0,25
<i>Material Construction</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>

Tabel 3.12 Spesifikasi alat transportasi gas

Blower	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04
Fungsi	Menggerakkan gas dari separator (SP-01) menuju heat exchanger (HE-01)	Mengalirkan gas dari furnace (FU-01) ke reaktor (R-01)	Mengambil dan mengalirkan udara dari lingkungan	Mengalirkan gas dari furnace (FU-02) menuju reaktor (R-01)
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>			
Bahan	Carbon Steel SA-285 Grade C			
Jumlah	1	1	1	1
Kapasitas (ft ³ /menit)	7.240,401	17.228	65.465,16	9.775,92
Efisiensi (%)	80	80	80	80
Tenaga (Hp)	1,42	3,32	12,85	1,91
Blower	BL-05	BL-06	BL-07	BL-08
Fungsi	Mengalirkan produk asetilen dari separator (SP-02) ke tangki penyimpanan	Mengalirkan gas dari reaktor (R-01) ke quencher (QU-01)	Mengalirkan gas dari quencher (QU-01) ke kompresor (K-02)	Mengalirkan gas dari adsorber (AD-01) ke kompresor (K-03)
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>			
Bahan	Carbon Steel SA-285 Grade C			
Jumlah	1	1	1	1
Kapasitas (ft ³ /menit)	1.462,86	569.421,5	158.457,93	139.499,61
Efisiensi (%)	1.462,86	569.421,5	158.457,93	139.499,61
Tenaga (Hp)	0,287	111,75	31,1	27,38

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. *Quencher* (QU-01)

Tabel 3.13 Spesifikasi *quencher*

Spesifikasi			
Nama Alat	:	Quencher	
Kode	:	QU-01	
Tipe	:	Spray Tower	
Jumlah	:	1	
Fungsi			
Quenching aliran keluar reaktor			
Kondisi Operasi			
Suhu Gas Masuk	:	1426,85	°C
Suhu Gas Keluar	:	200	°C
Suhu Air Masuk	:	35	°C
Suhu Air Keluar	:	45	°C
Tekanan Operasi	:	1	atm
Suhu Desain	:	815	°C
Tekanan Desain	:	1,2	atm
Diameter	:	4,34	m
Tinggi	:	9,88	m
Bahan	:	SA-240 Grade M Tipe 316	
Volume	:	91,80	m ³
Mekanisme Quenching			
Media Quenching	:	Air	
Sistem Quenching	:	Nozzle	

b. *Heater* (HE-01)

Tabel 3.14 Spesifikasi *heater*

Nama Alat		<i>Heater</i>	<i>Heater</i>
Kode		H-01	H-02
Fungsi		Memanaskan LNG dari Vaporizer ke Furnace dari -155°C menjadi 30°C	Menaikkan suhu gas keluar Separator (SP-02) dari -60°C menjadi 30°C
Jenis		Shell and Tube Heat Exchanger	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		Carbon Stell SA-283 Grade C	Carbon Stell SA-283 Grade C
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Shell	ID(in)	24,96	12
	Distance between baffles (in)	18,75	9
	Passes	1	1
	Clearance	0,25	0,25
	ΔP (psi)	1,41	0,084
Tube	Panjang (ft)	24	24
	ID (in)	0,902	0,902
	OD (in)	1	1
	BWG	18	18
	Jumlah tube (Nt)	294	55
	Pitch (Pt)	1,25	1,25
	Susunan tube	triangular	triangular
	ΔP (psi)	0,0417	0,0068

c. Cooler

Tabel 3.15 Spesifikasi cooler

Nama Alat		Cooler	Cooler
Kode		CL-01	CL-02
Fungsi		Menurunkan temperatur produk keluaran dari Adsorber dari suhu 200°C menjadi 40°C	Menurunkan temperatur produk keluaran dari Adsorber dari suhu 40°C menjadi -22°C
Jenis		Shell and Tube Heat Exchanger	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		Carbon Stell SA-283 Grade C	Carbon Stell SA-283 Grade C
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Shell	ID(in)	31	21,25
	Distance between baffles (in)	15,5	10,625
	Passes	2	1
	Clearance	0,25	0,25
	ΔP (psi)	0,0496	0,0283
Tube	Panjang (ft)	16	16
	ID (in)	0,902	0,902
	OD (in)	1	1
	BWG	18	18
	Jumlah tube (Nt)	472	199
	Pitch (Pt)	1,25	1,25
	Susunan tube	triangular	triangular
ΔP (psi)	0,1525	0,1227	

Tabel 3.15 Spesifikasi *cooler* (Lanjutan)

Nama Alat		<i>Cooler</i>	<i>Cooler</i>
Kode		CL-03	CL-04
Fungsi		Menurunkan temperatur bahan Acetone dari Tangki penyimpanan suhu 30°C menjadi -22°C	Menurunkan temperatur produk keluaran dari Adsorber dari suhu -22°C menjadi -60°C
Jenis		Shell and Tube Heat Exchanger	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		Carbon Stell SA-283 Grade C	Carbon Stell SA-283 Grade C
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Shell	ID(in)	27	8
	Distance between baffles (in)	13,5	4
	Passes	1	1
	Clearance	0,25	0,25
	ΔP (psi)	0,1035	0,1568
Tube	Panjang (ft)	16	16
	ID (in)	0,902	0,902
	OD (in)	1	1
	BWG	18	18
	Jumlah tube (Nt)	349	21
	Pitch (Pt)	1,25	1,25
	Susunan tube	triangular	triangular
ΔP (psi)	5,0732	0,3099	

الجامعة الإسلامية
الاستاذ الدكتور

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.16 Neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Umpan	Produk	Produk	Limbah
CH ₄	20.924,12716	0	0	1.985,334137
N ₂	99.067,24259	0	0	99.081,1595
C ₂ H ₆	0,570929028	0	0	0,5711078092
C ₃ H ₈	0,058786851	0	0	0,058802202
i-butena (C ₄ H ₈)	0,000425122	0	0	0,000425233
n-butena (C ₄ H ₈)	0	0	0	0
i-pentana (C ₅ H ₁₂)	1,29125E-06	0	0	1,29158E-06
O ₂	30.055,6041	0	0	0
H ₂	0	0	0	2.813,210936
H ₂ O	0	0	0	14.984,09832
C ₂ H ₄	0	0	0	19,50612806
C ₂ H ₂	0	2.525,263618	2.525,263618	908,9692136
CO	0	0	0	21.833,15082
CO ₂	0	7,267247031	7,267247031	5.881,696446
C ₃ H ₆ O	287.405,4589	0	0	287.412,7476
Sub Total	437.453,0629	2.532,530865	2.532,530865	434.920,5034
Total	437.453,0629	437.453,0629		

3.4.2 Neraca Massa Alat

a. Separator (SP-01)

Tabel 3. 17 Neraca massa separator

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Fase cair	Fase gas	Fase gas	Fase cair
CH ₄	21.954,83	20.924,13	20.924,13	1.030,70
N ₂	87,18	86,87	86,87	0,31
C ₂ H ₆	982,60	0,57	0,57	982,03
C ₃ H ₈	222,40	0,06	0,06	222,34
i-butana (C ₄ H ₁₀)	73,99	4,25E-04	4,25E-04	73,99
n-butana (C ₄ H ₁₀)	90,44	0	0	90,44
i-pentana (C ₅ H ₁₂)	20,41	1,29E-06	1,29E-06	20,41
Total	23.431,84	23.431,84		

b. Reaktor (R-01)

Tabel 3.18 Neraca massa reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Umpan 1	Umpan 2	Produk
CH ₄	20.924,13		1.985,0553
N ₂	86,87	98.980,38	99.067,24
C ₂ H ₆	0,57		0,57
C ₃ H ₈	0,06		0,06
i-butana (C ₄ H ₁₀)	4,25E-04		4,25E-04
n-butana (C ₄ H ₁₀)	0		0,00E+00
i-pentana (C ₅ H ₁₂)	1,29E-06		1,29E-06
O ₂		30.055,6041	0
H ₂			2.813,97
H ₂ O			14.984,10
C ₂ H ₄			3,481
C ₂ H ₂			3.474,88
CO			21.830,08
CO ₂			5.888,1365
Total	150.047,6		150.047,6

c. Adsorber (AD-01)

Tabel 3.19 Neraca massa adsorber

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Umpan	Fase cair	Fase gas
CH ₄	1.985,0553		1.985,0553
N ₂	99.067,24		99.067,24
C ₂ H ₆	0,57		0,57
C ₃ H ₈	0,06		0,06
i-butana (C ₄ H ₁₀)	4,25E-04		4,25E-04
n-butana (C ₄ H ₁₀)	0,00E+00		0,00E+00
i-pentana (C ₅ H ₁₂)	1,29E-06		1,29E-06
H ₂	2.813,97		2.813,97
H ₂ O	14.984,10	14.984,10	0
C ₂ H ₄	3,481		3,481
C ₂ H ₂	3.474,88		3.474,88
CO	21.830,08		21.830,08
CO ₂	5.888,1365		5.888,1365
Total	150.047,6	150.047,6	

d. Absorber (AB-01)

Tabel 3.20 Neraca massa absorber

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Fase gas	Fase cair	Fase cair	Fase gas
CH ₄	1.985,06		9,925	1.290,29
N ₂	99.067,24		495,336	98.571,91
C ₂ H ₆	0,571		0,003	0,568
C ₃ H ₈	0,06		0	0,06
i-butana (C ₄ H ₁₀)	4,25E-04		0	4,25E-04
n-butana (C ₄ H ₁₀)	0		0	0
i-pentana (C ₅ H ₁₂)	1,29E-06		0	1,29E-06
H ₂	2.813,97		14,070	2.813,97
C ₂ H ₄	3,48		0,017	3,46
C ₂ H ₂	3.474,88		3.440,130	34,75
CO	21.830,08		109,150	21.720,93
CO ₂	5.888,14		29,441	5.858,70
Acetone (C ₃ H ₆ O)		803,32	802,997	0,321
Total	135.866,79		135.866,79	

i. Separator (SP-02)

Tabel 3.21 Neraca massa separator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Fase cair	Fase cair	Fase gas
CH ₄	9,925	9,894	0,03
N ₂	495,336	495,143	0,19
C ₂ H ₆	0,003	0,002	0,001
C ₃ H ₈	0	0	0
i-butana (C ₄ H ₁₀)	0	0	0
n-butana (C ₄ H ₁₀)	0	0	0
i-pentana (C ₅ H ₁₂)	0	0	0
H ₂	14,070	14,070	0
C ₂ H ₄	0,017	0,017	0
C ₂ H ₂	3.440,130	247,427	3.192,70
CO	109,150	109,132	0,02
CO ₂	29,441	27,712	1,73
Acetone (C ₃ H ₆ O)	802,997	799,033	3,96
Total	4.901,069	4.901,069	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.22 Neraca panas total

Alat	Q Masuk (Kj/Jam)	Q Keluar (Kj/Jam)
Vaporizer - 01	34.728.977,57	34.728.977,57
Vaporizer - 02	61.112.224,14	61.112.224,14
Separator - 01	11.423.415,59	11.423.415,59
Separator - 02	1.530.389,38	1.530.389,38
Furnace - 01	38.599.308,84	38.599.308,84
Furnace - 02	78.095.785,85	78.095.785,85
Reaktor - 01	347.700.804	347.700.804
Quencher - 01	334.298.552,5	334.298.552,5
Adsorber - 01	910.747.582,5	910.747.582,5
Absorber - 01	30.075.398,48	30.075.398,48
Total	762.156.714,16	762.156.714,16

3.5.2 Neraca Panas Alat

a. Absorber (AB-01)

Tabel 3.23 Neraca panas absorber (AB-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	30.075.398,48	
Produk		30.075.398,4821
Total	30.075.398,48	30.075.398,48

b. Adsorber (AD-01)

Tabel 3.24 Neraca panas adsorber (AD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	37.165.487,25	
Produk Gas		4.980.413,109
Produk Cair		32.185.074,14
Total	37.165.487,25	37.165.487,25

c. *Furnace* (FU-01)

Tabel 3.25 Neraca panas *furnace* (FU-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	238.084,4975	
Q bahan bakar	38.361.224,35	
Produk		38.599.308,84
Total	38.599.308,84	38.599.308,84

d. *Furnace* (FU-02)

Tabel 3.26 Neraca panas *furnace* (FU-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	21.524.411,11	
Q bahan bakar	56.571.374,74	
Produk		78.095.785,85
Total	78.095.785,85	78.095.785,85

e. Separator (SP-01)

Tabel 3.27 Neraca panas separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	11.423.415,59	
Produk fase gas		9.172.851,159
Produk fase cair		2.250.564,43
Total	11.423.415,59	11.423.415,59

f. Separator (SP-02)

Tabel 3.28 Neraca panas separator (SP-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	4.788.513,95	
Produk fase gas		33.489,24
Produk fase cair		4.755.024,71
Total	4.788.513,95	4.788.513,95

g. *Quencher* (QU-01)

Tabel 3.29 Neraca panas *quencher* (QU-01)

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	353.145.113,01	
Produk		74.814.463,75
Q pendingin		278.330.649,26
Total	353.145.113,01	353.145.113,01

h. *Vaporizer* (VP-01)

Tabel 3.30 Neraca panas *vaporizer* (VP-01)

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	-34.259.378,15	
Produk		469.599,4203
Qpropana	34.728.977,57	
Total	469.599,4203	469.599,4203

j. *Heater* (H-01)

Tabel 3.31 Neraca panas *heater* (H-01)

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	273.713,0060	
Produk		8.491.790,4650
Qpropana	8.218.077,4590	
Total	8.491.790,4650	8.491.790,4650

k. *Heater* (H-02)

Tabel 3.32 Neraca panas *heater* (H-02)

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	131.909,50	
Produk		595.524,53
Qpropana	463.615,02	
Total	595.524,53	595.524,53

l. *Cooler (CL-01)*

Tabel 3.33 Neraca panas *Cooler (CL-01)*

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	32.183.289,75	
Produk		2.721.208,462
Qpendingin		29.462.081,288
Total	32.183.289,75	32.183.289,75

m. *Cooler (CL-02)*

Tabel 3.34 Neraca panas *Cooler (CL-02)*

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	2.721.208,462	
Produk		-8,E+06
Qpendingin		1,1204,E+07
Total	2.721.208,462	2.721.208,462

n. *Cooler (CL-03)*

Tabel 3.35 Neraca panas *Cooler (CL-03)*

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	2.382.863,508	
Produk		-21.646.507,06
Qpendingin		24.029.370,57
Total	2.382.863,508	2.382.863,508

o. *Cooler (CL-04)*

Tabel 3.36 Neraca panas *Cooler (CL-04)*

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	15.665.934,57	
Produk		3,E+07
Qpendingin		1,4686,E+07
Total	15.665.934,57	15.665.934,57

p. Cooler (CL-05)

Tabel 3.37 Neraca panas Cooler (CL-05)

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
Umpan	2.382.863,508	
Produk		-42.500.571,03
Qpendingin		44.883.434,53
Total	2.382.863,508	2.382.863,508

q. Kompresor (K-01)

Tabel 3.38 Neraca panas Kompresor (K-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	10.596.500,75	
Produk		31.756.598,95
Q kompresor	21.160.098,21	
Total	31.756.598,95	31.756.598,95

r. Kompresor (K-02)

Tabel 3.39 Neraca panas Kompresor (K-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	74.991.226,56	
Produk		77.978.950,34
Q kompresor	2.987.723,79	
Total	77.978.950,34	77.978.950,34

s. Kompresor (K-03)

Tabel 3.40 Neraca panas Kompresor (K-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	15.718.198,55	
Produk		14.535.498,68
Q kompresor		1.182.699,87
Total	15.718.198,55	15.718.198,55

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Penentuan Lokasi Pabrik

Salah satu faktor penting yang harus dipertimbangkan dalam perancangan pabrik adalah pemilihan dan penentuan lokasi pabrik. Hal ini menjadi penting karena menyangkut keberlangsungan pabrik baik secara ekonomi maupun operasional mulai dari produksi hingga distribusi dan pemasaran. Beberapa aspek yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik diantaranya ketersediaan bahan baku, pemasaran, transportasi, lingkungan sekitar, ketersediaan sumber daya manusia (SDM), sarana pendukung dan sebagainya.

Pabrik asetilen dari oksidasi parsial gas alam dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Batam, Kota Batam, Kepulauan Riau. Lokasi pendirian pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.1. Pemilihan lokasi ini berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut.



Gambar 4.1 Tata Letak Lokasi Pabrik

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang harus dipenuhi karena akan mempengaruhi berjalan atau tidaknya operasional sesuai dengan yang diharapkan. Faktor primer meliputi :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan dan kemudahan mendapatkan bahan baku sangat diperlukan untuk pendirian pabrik salah satunya bertujuan untuk meminimalisir biaya transportasi. Lokasi pendirian pabrik yang dipilih tidak terlalu jauh dari industri bahan baku berupa Gas Alam Cair yang berasal dari PT. Perta Arun Gas yang terletak di Kota Lhokseumawe, Aceh. Selain itu, lokasi pabrik yang dipilih juga dekat dengan pelabuhan sehingga memudahkan mendapat bahan baku pendukung seperti aseton dan propana yang diimpor dari luar negeri.

2. Penyediaan Utilitas

Lokasi pendirian pabrik yang dipilih memiliki sarana utilitas yang memadai karena terletak berdekatan dengan laut.

3. Transportasi

Untuk pendistribusian produk hasil produksi dan pembelian bahan baku dapat melalui jalur laut, karena lokasi pabrik yang dekat dengan laut dan tersedianya beberapa pelabuhan di sekitar lokasi pabrik akan mempermudah penggunaan transportasi untuk mendistribusikan produk dan mengimpor bahan baku.

4. Pemasaran

Pemasaran produk asetilen dari gas alam direncanakan akan diekspor ke China mengingat kebutuhan asetilen yang sangat besar dan nilai ekspor asetilen yang masih sedikit, lokasi pabrik yang dekat dengan laut dan tersedianya beberapa pelabuhan akan memudahkan proses ekspor. Tetapi, tidak menutup kemungkinan produk akan dipasarkan di dalam negeri jika terdapat permintaan karena lokasi pendirian pabrik terletak berdekatan dengan pusat kota Batam sehingga memudahkan dalam hal pemasaran produk.

5. Ketersediaan Tenaga Kerja

Lokasi pabrik yang terletak di Kota Batam dan merupakan kota terbesar di Provinsi Kepulauan Riau dengan populasi sebanyak 1,2 juta pada tahun 2020 ini tentu akan menjadi salah satu tujuan para tenaga kerja untuk mendapatkan pekerjaan. Selain itu, pendirian pabrik akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi masyarakat sekitar maupun luar provinsi.

6. Keadaan Iklim

Lokasi pabrik yang dekat dengan laut memiliki daerah alam yang sangat menunjang. Kota Batam merupakan daerah tropis dengan suhu rata-rata berkisar antara 24-35°C, kelembaban di wilayah ini berkisar antara 73% hingga 96%, sehingga kemungkinan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang secara tidak langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Sehingga tersedia atau tidaknya faktor ini operasional masih bisa berjalan meskipun dengan biaya eksta.

Faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal Pabrik

Pendirian suatu pabrik harus mempertimbangkan perluasan pabrik dalam jangka 10 sampai 20 tahun mendatang dikarenakan jika permintaan dari tahun ke tahun meningkat memungkinkan ada perluasan pabrik dan tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan. Di sekitar lokasi yang dipilih masih tersedia lahan kosong yang diperkirakan akan mencukupi perluasan dalam waktu 10 sampai 20 tahun mendatang.

2. Lingkungan Masyarakat

Respon masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik karena selain membuka lapangan kerja bagi mereka, pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak sudah dipertimbangkan sebelum pabrik didirikan.

3. Perizinan

Terdapatnya beberapa industri yang telah berdiri di kota Batam akan memudahkan perizinan dalam pendirian pabrik dikarenakan

sudah dijadikan sebagai kawasan industri. Adapun faktor-faktor lain meliputi :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi
- b. Tanah yang tersedia untuk pendirian pabrik masih cukup luas dengan harga terjangkau
- c. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik atau *plant layout* merupakan penyusunan, pengaturan, dan penempatan fasilitas-fasilitas produksi untuk menciptakan suatu sistem yang baik dalam suatu proses produksi agar kegiatan produksi tersebut berjalan dengan lancar, efektif, dan efisien.

Rincian luas pabrik yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 4.1 dan tata letak pabrik (*plant layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.2.

Tabel 4.1 Rincian luas area pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	7	7	49
2	Kantor Utama	35	15	525
3	Parkir Karyawan	20	10	200
4	Parkir Tamu	20	10	200
5	Parkir Sepeda	12	6	72
6	<i>Power Plant</i>	7	6	42
7	Masjid	20	10	200
8	<i>Area Mess</i>	50	20	1.000
9	Kantin	10	8	80
10	Kantor Teknik dan Produksi	30	15	450
11	Gedung Serba Guna	15	10	150

Tabel 4.2 Rincian luas area pabrik (lanjutan)

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
12	Laboratorium	30	15	450
13	Area Parkir Truk	35	20	700
14	Poliklinik	20	10	200
15	Perpustakaan	10	10	100
16	Unit Pemadam Kebakaran	25	15	375
17	Ruang Kendali Proses	12	8	96
18	Ruang Kendali Utilitas	10	8	80
19	Bengkel	40	20	800
20	Unit Pengolahan Limbah	55	20	1.100
21	Gudang Peralatan	20	12	240
22	Area Proses	75	70	5.250
23	Area Utilitas	50	20	1.000
24	Taman 1	15	10	150
25	Taman 2	15	10	150
26	Area Perluasan	170	10	1.700
27	Jalan	50	15	750
	Luas Bangunan			16.109
	Luas Tanah	170	203.2	34.544



Skala 1 : 1000

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Keterangan :

- | | | |
|-----------------------|--------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 10. Kantor Teknik dan Produksi | 19. Bengkel |
| 2. Kantor Utama | 11. Gedung Serba Guna | 20. Unit Pengolahan Limbah |
| 3. Parkir Karyawan | 12. Laboratorium | 21. Gudang Peralatan |
| 4. Parkir Tamu | 13. Area Parkir Truk | 22. Area Proses |
| 5. Parkir Sepeda | 14. Poliklinik | 23. Area Utilitas |
| 6. <i>Power Plant</i> | 15. Perpustakaan | 24. Taman 1 |
| 7. Masjid | 16. Unit Pemadam Kebakaran | 25. Taman 2 |
| 8. Area <i>Mess</i> | 17. Ruang Kendali Proses | 26. Area Perluasan |
| 9. Kantin | 18. Ruang Kendali Utilitas | |

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses atau machines layout merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak alat proses sebagai berikut.

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

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

2. Aliran Udara

Sirkulasi udara yang lancar diperlukan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu menjadi perhatian.

3. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam dalam sehari. Selain itu, pada tempat-tempat tertentu dimana terdapat alat-alat

proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan di area proses harus menjadi perhatian termasuk jarak antar alat, lebar jalan dan kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dilakukan agar apabila terjadi gangguan pada alat, karyawan dapat dengan cepat untuk memperbaiki sehingga dapat meminimalisir potensi bahaya yang dapat ditimbulkan. Selain itu, jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat, kendaraan dan alat pemadam kebakaran dapat dengan mudah menjangkau alat tersebut.

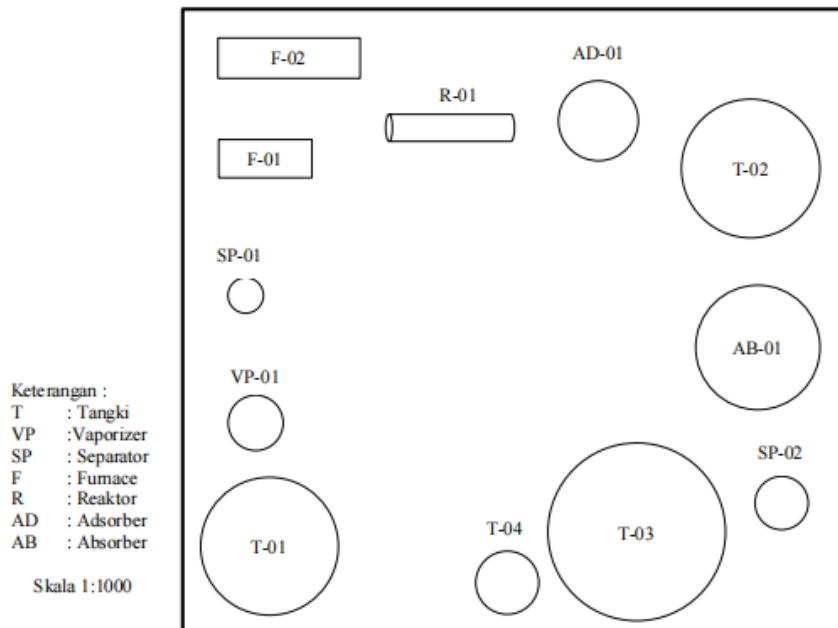
5. Jarak Antar Alat Proses

Dalam mengatur tata letak alat proses, jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara cermat, terutama pada alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat proses yang lain. Hal ini bertujuan agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak langsung membahayakan alat-alat yang lain.

6. Pertimbangan Ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses yang tepat dan optimum diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi sehingga dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengedepankan aspek keamanan dan keselamatan.

Tata letak alat-alat proses (*machine layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat-Alat Proses (*Machines Layout*)

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik asetilen dari gas alam ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang modal awal pembangunan pabriknya diperoleh dari penjualan surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan. Pemegang surat berharga dalam hal ini saham hanya memiliki tanggung jawab untuk menyeter nilai yang telah disepakati untuk tiap-tiap saham. Pertimbangan pemilihan pabrik sebagai perseroan terbatas didukung oleh faktor-faktor sebagai berikut :

1. Kemudahan mendapatkan modal dengan cara menjual saham.
2. Kelancaran produksi dipegang oleh pemimpin perusahaan karena pemegang saham memiliki tanggung jawab terbatas.

3. Dewan komisaris dan direktur perusahaan dapat ditentukan oleh pemegang saham.
4. Kesempatan perusahaan untuk memperluas usaha dengan menarik modal yang sangat besar dari masyarakat.
5. Kekayaan pribadi pemegang saham dan anggota terpisah dengan kekayaan perseroan terbatas.
6. Keleluasaan untuk bergerak di pasar modal.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan fakto dasar yang penting dalam mendukung kemajuan perusahaan karena berkaitan dengan efektivitas komunikasi antar ketua dan pelaksana tugas. Asas-asas yang perlu diperhatikan guna terbentuk organisasi yang baik yakni :

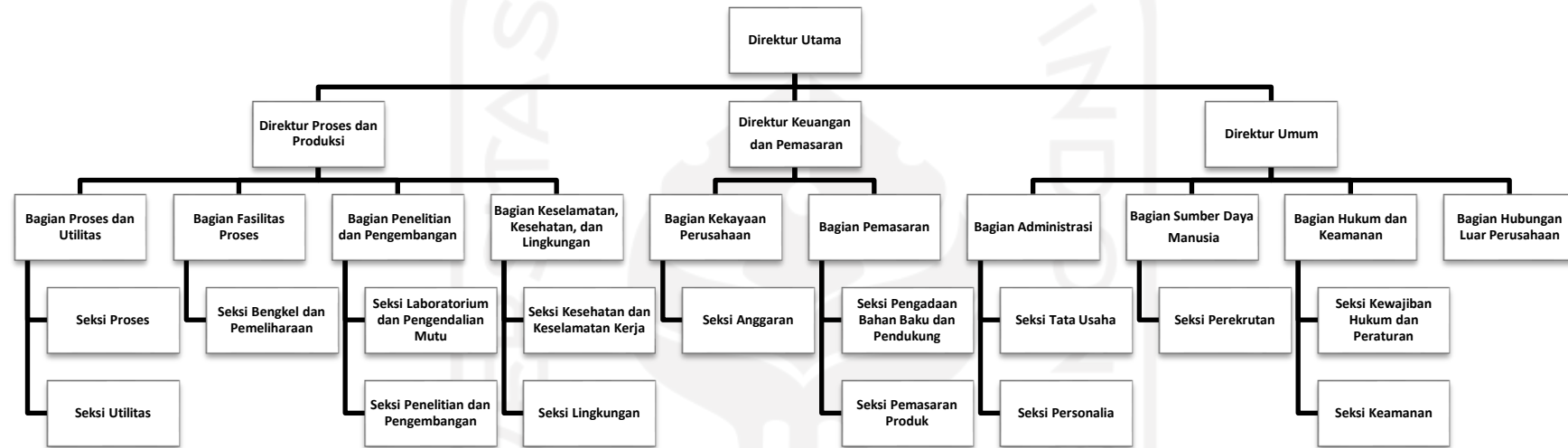
1. Perumusan tujuan perusahaan yang jelas
2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem pengontrolann terhadap pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi peusahaan yang fleksibel

Oleh sebab itu, dipilih struktur organisasi yang baik yakni *Line and Staff System* karena garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Pembagian sistem kerja ini adalah seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab terhadap seorang atasan saja. Staf ahli dibentuk dengan menempatkan orang-orang yang ahli di bidangnya sehingga *feedback* berupa kritik dan saran

diharapkan dapat memicu tercapainya tujuan perusahaan. Sistem line dan staff ini dipengaruhi oleh dua kelompok yang berpengaruh yakni :

1. *Line*, pelaksana tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan perusahaan.
2. *Staff*, pelaksana tugas yang berkaitan dengan keahlian yang dimiliki guna memberikan saran kepada unit operasi terkait.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam melaksanakan tugas sehari-hari dibantu oleh Dewan Komisaris, sedangkan untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Proses Produksi, Direktur Keuangan dan Pemasaran serta Direktur Umum. Direktur-direktur membawahi beberapa kepala divisi yang bertanggung jawab membawahi divisi dalam perusahaan, sebagai pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala divisi membawahi beberapa bagian dan masing-masing bagian yang akan membawahi karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok seksi yang setiap kepala seksi akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing bagian.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan sekelompok orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik perusahaan. Pemegang saham memiliki tugas dan wewenang sebagai berikut.

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
- b. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
- c. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) minimal satu kali dalam setahun.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggungjawab penuh kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut.

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi.
- c. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama

bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Proses Produksi, Direktur Keuangan dan Pemasaran, dan Direktur Umum. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

- a. Melaksanakan semua kebijakan perusahaan yang telah ditetapkan dan dikoordinasikan dengan direktur-direktur bagian sehingga tercipta kerjasama dengan baik.
- b. Bertanggung jawab kestabilan manajemen dan organisasi perusahaan serta kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

4. Direktur

a. Direktur Proses Produksi

Direktur Proses Produksi memiliki tugas sebagai berikut :

- Bertanggung jawab terhadap Direktur Utama dalam bidang proses, produksi, penelitian, dan pengembangan, serta keselamatan, kesehatan, dan lingkungan.
- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan para kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Direktur Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas sebagai berikut :

- Bertanggung jawab terhadap Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan para kepala bagian yang menjadi bawahannya.

c. Direktur Umum

Direktur Umum memiliki tugas dan tanggung jawab sebagai berikut :

- Bertanggung jawab terhadap Direktur Utama dalam bidang administrasi, sumber daya manusia, hukum, keamanan, dan hubungan luar perusahaan.
- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan para kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5. Kepala Bagian

Tugas Kepala Bagian secara umum yakni mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian bertanggung jawab kepada direktornya masing-masing. Bagian-bagian tersebut terdiri atas :

a. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala Bagian Proses dan Utilitas bertanggung jawab kepada Direktur Proses Produksi. Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi, utilitas yang diperlukan serta mengkoordinir seksi yang menjadi bawahannya.

b. Kepala Bagian Fasilitas Proses

Kepala Bagian Fasilitas Proses bertanggung jawab kepada Direktur Proses Produksi dalam bidang pelaksanaan kegiatan pabrik yang meliputi pemeliharaan dan perbaikan alat serta pengadaan suku cadang alat serta mengkoordinir seksi yang menjadi bawahannya.

c. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan, dan Lingkungan

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan, dan Lingkungan bertanggung jawab kepada Direktur Proses Produksi dalam bidang keamanan proses, kesehatan dan keselamatan kerja bagi karyawan, memperhatikan dampak lingkungan serta mengkoordinir seksi yang menjadi bawahannya.

d. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab kepada direktur.

e. Kepala Bagian Kekayaan Perusahaan

Kepala Bagian Kekayaan Perusahaan bertanggung jawab pada Direktur Keuangan dan Umum di bidang perencanaan serta pengelolaan administrasi dan keuangan perusahaan dengan mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian ini juga bertugas untuk menghitung penggunaan uang perusahaan, menginvestasikan uang dan membuat prediksi tentang profit perusahaan di masa mendatang.

f. Kepala Bagian Pemasaran

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

g. Kepala Bagian Administrasi

Kepala Bagian Administrasi bertanggung jawab pada Direktur Umum di bidang pengelolaan dan pembinaan tenaga kerja dan kesejahteraan karyawan. Kepala Bagian Administrasi harus mampu mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala seksi yang menjadi bawahannya.

h. Kepala Bagian Hukum dan Keamanan

Kepala Bagian Hukum dan Keamanan bertanggung jawab kepada Direktur Umum di bidang hukum dan keamanan.

i. Kepala Bagian Hubungan Luar Perusahaan

Kepala Bagian Hubungan Luar Perusahaan bertugas untuk mengatur hubungan antara perusahaan dengan instansi di luar lingkungan perusahaan.

6. Kepala Seksi

Kepala Seksi bertanggung jawab kepada Kepala Bagian atas pelaksanaan tugas pada bagian yang diembannya dan melakukan koordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan operator yang menjadi bawahannya. Seksi-seksi tersebut adalah :

a. Seksi Proses

Keseluruhan proses produksi dijalankan dan dikontrol oleh seksi proses. Seksi proses juga bertugas untuk melakukan tindakan seperlunya pada peralatan proses yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh bagian yang berwenang.

b. Seksi Utilitas

Seksi utilitas bertanggung jawab atas tersedianya segala bahan penunjang yang diperlukan untuk menjalankan seluruh operasional perusahaan baik itu kebutuhan listrik, air, dan steam dengan cara menjalankan dan mengontrol jalannya unit utilitas.

c. Seksi Bengkel dan Pemeliharaan

Seksi Bengkel dan Pemeliharaan bertugas untuk memelihara fasilitas gedung dan peralatan pabrik yang berhubungan dengan mesin-mesin produksi.

d. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja bertanggung jawab untuk menjaga dan mengawasi segala aspek kesehatan dan keselamatan kerja bagi karyawan pabrik, menyusun peraturan mengenai keselamatan kerja di area pabrik, mengevaluasi kesehatan karyawan, serta menindaklanjuti permasalahan mengenai kesehatan dan keselamatan kerja.

e. Seksi Lingkungan

Seksi Lingkungan bertanggung jawab untuk menjaga dan mengawasi segala aspek dampak proses pabrik terhadap lingkungan, membina hubungan dengan lingkungan masyarakat perusahaan.

f. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu bertugas mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu, mengawasi dan menganalisa mutu produksi (*Quality Control*), dan mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik.

g. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Seksi Litbang bertugas untuk meningkatkan mutu suatu produk dan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat, memperbaiki proses dari pabrik untuk pengembangan produksi, dan meningkatkan efisiensi kerja.

h. Seksi Anggaran

Seksi Anggaran bertugas melaksanakan sistem administrasi yang ditetapkan perusahaan dan menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi kantor, pembukuan perusahaan dan menangani masalah perpajakan.

i. Seksi Pengadaan Bahan Baku dan Pendukung

Seksi Pengadaan Bahan Baku dan Pendukung bertugas melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dan

mengetahui mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedung.

j. Seksi Pemasaran Produk

Seksi Pemasaran Produk bertugas untuk merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

k. Seksi Tata Usaha

Seksi Tata Usaha bertugas untuk mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan dan memberikan layanan kesehatan terhadap karyawan dan pertolongan pertama bila terjadi kecelakaan akibat kerja.

l. Seksi Personalia

Seksi Personalia ini bertujuan untuk membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dan menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

m. Seksi Keamanan

Seksi Keamanan bertugas untuk menjaga keamanan semua bangunan pabrik maupun fasilitas pabrik, menjaga keluar masuknya orang baik karyawan maupun bukan di lingkungan pabrik, dan menjaga serta memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan internal perusahaan.

n. Seksi Kewajiban Hukum dan Peraturan

Seksi Kewajiban Hukum dan Peraturan bertugas untuk memahami hukum dan peraturan yang berlaku untuk keperluan perusahaan, dan mengurus keperluan hukum bagi perusahaan.

4.4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik asetilen dari gas alam direncanakan beroperasi 24 jam per hari, selama 330 hari dalam setahun. Sedangkan sisanya digunakan untuk *maintenance*.

Dengan demikian penentuan jam kerja dibagi menjadi dua kelompok, yaitu :

1. Karyawan *Non-Shift (Daily)*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan *non-shift* meliputi jajaran direksi, kepala divisi, kepala bagian serta jabatan-jabatan di bawahnya yang bekerja di kantor. Karyawan *non-shift* dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan waktu kerja sebagai berikut :

Jam kerja : Senin-Jumat pukul 08.00 – 17.00 WIB

Jam istirahat : Senin-Kamis pukul 12.00 – 13.00 WIB

Jumat pukul 11.30 – 13.00 WIB

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang menangani secara langsung proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Karyawan *shift* terdiri dari kepala seksi dan operator produksi, sebagian dari bagian proses

produksi dan bagian keamanan. Karyawan shift akan bekerja secara bergantian dalam sehari semalam, dengan pembagian shift sebagai berikut:

- a. *Shift* pagi : pukul 08.00 – 16.00
- b. *Shift* sore : pukul 16.00 – 24.00
- c. *Shift* malam : pukul 24.00 – 08.00

Karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 kelompok yaitu 3 kelompok bekerja dan 1 kelompok istirahat atau libur yang dilakukan secara bergantian. Setiap kelompok mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur untuk setiap *shift*. Pada hari Minggu dan libur nasional kelompok yang bertugas tetap masuk dan dihitung sebagai kerja lembur.

Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Kelompok	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P
2	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S
3	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M
4	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L

Keterangan :

P : *Shift* pagi

S : *Shift* sore

M : *Shift* malam

L : Libur

4.4.5 Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian karyawan di perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan berdasarkan macamnya, yakni :

1. Gaji Bulanan

Gaji bulanan merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dan besarnya disesuaikan dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji harian merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya disesuaikan dengan peraturan perusahaan.

Sistem gaji karyawan yang berbeda-beda tergantung status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan berikut :

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi dan mendapat upah yang dibayar tiap bulan.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

Tabel 4.4 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Direktur Utama	1	150.000.000	150.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000
3	Staff Direktur Utama	1	125.000.000	125.000.000
4	Direktur Produksi & Teknik	1	80.000.000	80.000.000
5	Staff Direktur Produksi & Teknik	1	35.000.000	35.000.000
6	Direktur Keuangan & Pemasaran	1	60.000.000	60.000.000
7	Staff Direktur Keuangan & Pemasaran	1	30.000.000	30.000.000
8	Direktur Umum	1	100.000.000	100.000.000
9	Staff Direktur Umum	1	26.000.000	26.000.000
10	Kepala Bagian Produksi dan Logistik	1	32.000.000	32.000.000
11	Kepala Bagian Teknik	1	32.000.000	32.000.000
12	Kepala Bagian Pengembangan Proses & Teknologi	1	32.000.000	32.000.000
13	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	1	32.000.000	32.000.000
14	Kepala Bagian Keuangan	1	32.000.000	32.000.000
15	Kepala Bagian Pemasaran	1	32.000.000	32.000.000
16	Kepala Bagian Umum	1	32.000.000	32.000.000
17	Kepala Bagian Personalia	1	32.000.000	32.000.000
18	Kepala Seksi Produksi	1	22.000.000	22.000.000

Tabel 4.3 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan (Lanjutan)

19	Kepala Seksi <i>Control Room</i>	1	22.000.000	22.000.000
20	Kepala Seksi <i>Quality Control</i>	1	22.000.000	22.000.000
21	Kepala Seksi Utilitas & Pengolahan Limbah	1	22.000.000	22.000.000
22	Kepala Seksi Perawatan Pabrik	1	22.000.000	22.000.000
23	Kepala Seksi Instrumentasi Listrik	1	22.000.000	22.000.000
24	Kepala Seksi Penelitian Proses & Teknologi	1	22.000.000	22.000.000
25	Kepala Seksi Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	1	22.000.000	22.000.000
26	Kepala Seksi Medis	1	22.000.000	22.000.000
27	Kepala Seksi Keuangan	1	22.000.000	22.000.000
28	Kepala Seksi Pembelian	1	22.000.000	22.000.000
29	Kepala Seksi Penjualan	1	22.000.000	22.000.000
30	Kepala Seksi Analisa Pasar	1	22.000.000	22.000.000
31	Kepala Seksi Perencanaan Pemasaran	1	22.000.000	22.000.000
32	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1	22.000.000	22.000.000
33	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	22.000.000	22.000.000
34	Kepala Seksi Keamanam	1	22.000.000	22.000.000
35	Kepala Seksi Transportasi	1	22.000.000	22.000.000
36	Kepala Seksi Gudang	1	22.000.000	22.000.000
37	Kepala Seksi Personalia	1	22.000.000	22.000.000
38	Kepala Seksi Pelatihan Tenaga Kerja	1	22.000.000	22.000.000
39	Karyawan Produksi	1	10.500.000	10.500.000
40	Karyawan <i>Control Room</i>	1	10.500.000	10.500.000
42	Karyawan <i>Quality Control</i>	1	10.500.000	10.500.000
43	Karyawan Utilitas & Pengolahan Limbah	1	10.500.000	10.500.000
44	Karyawan Perawatan Pabrik	1	10.500.000	10.500.000
45	Karyawan Instrumentasi Listrik	1	10.500.000	10.500.000
46	Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	1	10.500.000	10.500.000
47	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	1	10.500.000	10.500.000

48	Karyawan Laboratorium	1	10.500.000	10.500.000
----	-----------------------	---	------------	------------

Tabel 4.3 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan (Lanjutan)

49	Karyawan Keuangan	1	10.500.000	10.500.000
50	Karyawan Pembelian	1	10.500.000	10.500.000
51	Karyawan Penjualan	1	10.500.000	10.500.000
52	Karyawan Analisa Pasar	1	10.500.000	10.500.000
53	Karyawan Perencanaan Pemasaran	1	10.500.000	10.500.000
54	Karyawan Pelayanan Umum	1	10.500.000	10.500.000
55	Karyawan Hubungan Masyarakat	1	10.500.000	10.500.000
56	Karyawan Transportasi	1	10.500.000	10.500.000
57	Karyawan Gudang	1	10.500.000	10.500.000
58	Karyawan Personalia	1	10.500.000	10.500.000
59	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	1	10.500.000	10.500.000
60	Dokter	2	13.000.000	26.000.000
61	Perawat	3	9.000.000	27.000.000
62	Satpam	5	5.500.000	27.500.000
63	Sopir	2	5.500.000	11.000.000
64	<i>Office Boy</i>	5	5.200.000	26.000.000
65	Operator Operasi	15	13.000.000	195.000.000
66	Operator Utilitas	18	13.000.000	234.000.000
Total		108	1.638.200.000	2.120.500.00

4.4.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan, perusahaan memberikan fasilitas-fasilitas penunjang antara lain :

1. Fasilitas Kesehatan

Perusahaan memberikan fasilitas poliklinik di area pabrik. Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang disediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

2. Fasilitas Asuransi

Fasilitas asuransi diberikan untuk memberikan jaminan sosial dan memberikan perlindungan kepada karyawan terhadap hal yang tidak diinginkan.

3. Fasilitas Transportasi

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil dan sopir untuk kegiatan operasional, serta transportasi bus antar jemput karyawan non shift maupun karyawan shift.

4. Fasilitas Kantin

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan dan minum karyawan. Fasilitas makan ini sepenuhnya ditanggung oleh perusahaan.

5. Fasilitas Peribadatan

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

6. Fasilitas *Safety*

Untuk menjaga keselamatan kerja karyawan pabrik, diberikan peralatan *safety* berupa *safety helmet*, *safety shoes*, masker, *goggles*, *glove* dan alat-alat *safety* lainnya.

7. Fasilitas Cuti

Perusahaan memberikan kesempatan kepada karyawan untuk beristirahat sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Oleh karena itu perusahaan memberikan waktu cuti karyawan berupa :

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

8. Fasilitas Tunjangan Lain

Perusahaan memberikan fasilitas tunjangan-tunjangan berupa :

- a. Tunjangan Hari Raya (THR) bagi semua karyawan.
- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
- c. Dan lain-lain.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik asetilena ini, meliputi:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)
3. Unit penyediaan udara tekan (*Instrument Air System*)
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan pendingin dan pemanas propana (R290)
6. Unit pengolahan limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

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

- a. Air laut dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya murah
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- c. Letak laut berada tidak jauh dari lokasi pabrik

Secara umum, kebutuhan air pada pabrik asam nitrat ini digunakan untuk kebutuhan sebagai berikut.

a. Air Domestik (*Domestic Water*)

Air domestik merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, perumahan dan sebagainya.

Air domestik yang digunakan harus memenuhi persyaratan, seperti:

- Air jernih
- Tidak berbau
- Tidak berasa
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- Tidak beracun

Perkiraan kebutuhan air domestik adalah sebesar 19.855 kg/jam.

b. Air Layanan Umum (*Service Water*)

Air layanan umum merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, masjid dan lain-lain. Perkiraan kebutuhan air untuk layanan umum adalah sebesar 167 kg/jam.

c. Air Pendingin (*Cooling Tower*)

Kebutuhan air pendingin untuk peralatan proses pada pabrik asetilena ini dapat dilihat pada Tabel 5.1 sebagai berikut :

Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	<i>Quencher-01</i>	QU-01	664.004,2209
2	<i>Cooler-01</i>	CL-01	42.966,76174
Total			706.970,982

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 848.365,18 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses pendinginan di *cooling tower*, air pendingin mengalami kebocoran dan penguapan sehingga diperlukan adanya air *make-up*. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 6.121,94 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

a. Penghisapan

Tahap awal dalam pengolahan air adalah penghisapan. Pengambilan air dari laut dilakukan dengan cara penghisapan menggunakan pompa. Kemudian air akan dialirkan ke penyaring (*screener*).

b. Penyaringan (*Screening*)

Screening adalah proses memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara kotoran-kotoran yang lebih kecil masih terikut dengan aliran air dan akan dipisahkan pada tahapan selanjutnya. Pada *screener* terdapat pembilas yang berfungsi untuk membersihkan screener dari kotoran-kotoran yang tersangkut agar tidak menghalangi aliran air.

c. Pengendapan Awal (*Sedimentation*)

Setelah melewati proses penyaringan, air akan melalui proses sedimentasi. Sedimentasi adalah proses pemisahan kotoran dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Pada proses ini, kotoran-kotoran kecil yang tidak tersaring pada proses penyaringan sebelumnya seperti pasir atau

serpihan cangkang kerang akan mengendap pada bagian bawah bak karena gaya gravitasi.

d. Bak Penggumpal

Pada alat ini terjadi proses koagulasi. Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air sehingga partikel-partikel tersebut akan menjadi stabil atau netral dan membentuk endapan. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$).

e. Bak Pengendap I dan II

Selanjutnya, air yang telah menggumpal dan membentuk flok-flok akan mengalami proses flokulasi. Flokulasi adalah proses penggabungan flok-flok yang telah terbentuk pada proses koagulasi menjadi partikel yang lebih besar sehingga lebih mudah untuk mengendap. Agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, dapat ditambahkan kapur yang berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air dan membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Selain itu, dapat ditambahkan juga soda caustic (NaOH) sebagai alkali untuk menjaga pH sehingga pH pada outlet dijaga berkisar antara 6,5 – 7,5.

f. *Sand Filter*

Setelah keluar dari bak koagulasi dan flokulasi, air dialirkan ke *sand filter*. Di dalam *sand filter*, air akan mengalir dari bagian atas ke bawah melalui suatu media filter (*spheres*) yang akan menyaring partikel

pengotor seperti *suspended solid*. Output dari *sand filter* mempunyai kandungan *suspended solid* kurang dari 1 ppm dan pH = 6,5 - 7,5.

g. Desalinasi

Desalinasi adalah proses yang menghilangkan kadar garam berlebih dalam air laut untuk mendapatkan air yang dapat digunakan untuk kebutuhan sehari-hari. Metode yang digunakan dalam desalinasi adalah metode *reverse osmosis* yang telah banyak digunakan diberbagai industri. Metode ini menggunakan membran semi permeabel yang berfungsi sebagai alat pemisah berdasarkan sifat fisiknya. Hasil pemisahan berupa *retentate* atau disebut konsentrat (bagian dari campuran yang tidak melewati membran) dan *permeate* (bagian dari campuran yang melewati membran). Proses pemisahan pada membran merupakan perpindahan materi secara selektif yang disebabkan oleh gaya dorong berupa perbedaan tekanan.

h. Tangki Penampung Air Bersih

Air yang sudah melalui tahap desalinasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan :

- *Service water*
- Air domestik
- *Make up cooling tower*

i. Klorinasi

Untuk dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran maupun perumahan, air bersih (*filtered water*) harus melalui tahap klorinasi.

Klorinasi adalah proses penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air yang berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, dan mikroorganisme lain sehingga air layak untuk dikonsumsi dan digunakan. Selanjutnya, air yang telah mengalami klorinasi akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

5.2 Unit Pembangkit Listrik

Unit Pembangkit Listrik bertugas menyediakan kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat proses, alat utilitas, elektronik, penerangan, dan fasilitas lainnya di seluruh area pabrik. Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik asam nitrat ini berasal dari PLN. Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik mandiri berupa sebuah generator. Generator berfungsi untuk menjadi sumber listrik cadangan apabila sumber listrik dari PLN mengalami gangguan atau pemadaman secara tiba-tiba. Adapun generator yang digunakan adalah jenis generator diesel dengan arus bolak-balik dengan kapasitas 1.655,85 kW. Jenis ini dipilih dengan pertimbangan sebagai berikut.

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
2. Tegangan dapat dinaikkan dan diturunkan sesuai kebutuhan.

Rincian kebutuhan listrik pada pabrik asam nitrat ini adalah sebagai berikut.

- a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5.2 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Kompresor	K-01	206,39	153.905
	K-02	202,42	150.944,6
	K-03	72,45	54.025,97

Tabel 5.2 Kebutuhan listrik alat proses (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Pompa Proses	P-01	0,5	372,85
	P-02	0,5	372,85
	P-03	0,5	372,85
	P-04	200	149.140
	P-05	3	2.237,1
	P-06	15	11.185,5
	P-07	10	7.457
	P-08	7,5	5.592,75
	P-09	7,5	5.592,75
	P-10	0,25	186,425
<i>Blower</i>	BL-01	1,42	1.058,894
	BL-02	3,32	2.475,724
	BL-03	12,85	9.582,245
	BL-04	1,91	1.424,287
	BL-05	0,287	214,0159
	BL-06	111,75	83.331,98
	BL-07	31,1	23.191,27
	BL-08	27,38	20.417,27
Total		916,027	683.081,3

Total kebutuhan listrik alat proses = 683.081,3 Watt

= 683,0813 kW

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5.3 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Blower Cooling Tower	BLU-01	15	11.185,5
Blower Cooling Tower R290	BLU-02	20	14.914
Kompresor Udara	KU-01	5	3.728,5
Pompa	PU-01	1,5	1.118,55
	PU-02	1,5	1.118,55
	PU-03	1,5	1.118,55
	PU-04	0,05	37,285
	PU-05	1,5	1.118,55
	PU-06	1,5	1.118,55

Tabel 5.3 Kebutuhan listrik alat utilitas (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Pompa	PU-07	1,5	1.118,55
	PU-08	2	1.491,4
	PU-09	1,5	1.118,55
	PU-10	1,5	1.118,55
	PU-11	0,05	37,285
	PU-12	1,5	1.118,55
	PU-13	1,5	1.118,55
	PU-14	0,05	37,285
	PU-15	0,5	372,85
	PU-16	0,5	372,85
	PU-17	30	22.371
	PU-18	25	18.642,5
Total		113,15	84.375,96

Total kebutuhan listrik alat utilitas = 84.375,96 Watt

= 84,37596 kW

Total kebutuhan listrik *plant* = 767,457 kW

c. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Kebutuhan listrik alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik *plant*.

Total kebutuhan listrik alat kontrol = 191,86 kW

d. Kebutuhan Listrik Penerangan

Kebutuhan listrik untuk penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik *plant*.

Total kebutuhan listrik penerangan = 115,12 kW

e. Kebutuhan Listrik Peralatan Kantor

Kebutuhan listrik peralatan kantor diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik *plant*.

Total kebutuhan listrik peralatan kantor = 115,12 kW

f. Kebutuhan Listrik Laboratorium dan Bengkel

Kebutuhan listrik lab, bengkel dan lain-lain diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik plant.

Total kebutuhan listrik lab dan bengkel = 115,12 kW

g. Kebutuhan Listrik Perumahan

Kebutuhan listrik tiap rumah = 1000 watt

Jumlah rumah = 20 unit

Kebutuhan listrik perumahan = 25.000 watt

Total kebutuhan listrik perumahan = 20 kW

Total kebutuhan listrik pada pabrik asetilena dari gas alam ini dapat dilihat pada Tabel 5.4.

Tabel 5.4 Total kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	<i>Power Plant</i>	683,0813
2.	Utilitas	84,3760
3.	Alat Kontrol	191,8643
4.	Penerangan	115,1186
5.	Peralatan Kantor	115,1186
6.	Bengkel, Laboratorium	115,1186
7.	Perumahan	20
Total		1.342,6774

5.3 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit Penyediaan Udara Tekan bertugas memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip *pneumatic* terutama alat-alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 56,074 m³/jam dengan tekanan 5,5 bar.

5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit Penyediaan Bahan Bakar bertugas menyediakan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang disediakan pada unit ini adalah kebutuhan bahan bakar untuk *furnace* dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel/solar. Kebutuhan bahan bakar untuk *furnace* sebesar 3.493,4 L/jam dan bahan bakar generator sebesar 85,55 L/jam.

5.5 Unit Penyediaan Pendingin dan Pemanas Propana (R290)

Propana (R290) dipilih sebagai fluida pendingin dan pemanas pada pabrik ini berdasarkan beberapa pertimbangan seperti :

1. Memiliki rentang suhu yang tinggi dengan temperatur kritis di atas 96°C dan dapat mendinginkan hingga -188°C.
2. Dapat digunakan pada rentang tekanan 3,4 – 10 bar.
3. Pendingin R290 tidak bersifat korosif pada alat instalasi.

Tabel 5.5 Kebutuhan pendingin propana (R290)

No	Alat	Kode	Kebutuhan Propana (Kg/Jam)
1	<i>Cooler</i>	CL - 02	62.644,85
2		CL - 03	162.780,81
3		CL - 04	2.533,77
Total			227.959,43

Tabel 5.6 Kebutuhan pemanas propana (R290)

No	Alat	Kode	Kebutuhan Propana (Kg/Jam)
1	<i>Heater</i>	H - 01	19.318,47
2		H - 02	1.089,83
		HU - 01	10.446,36
3	<i>Vaporizer</i>	VP - 01	81.638,41
Total			112.493,07

Propana yang telah digunakan sebagai pendingin pada peralatan proses diolah kembali dengan cara didinginkan di dalam *Cooling Tower* (CT-02). Pendingin propana yang suhunya telah turun kemudian disirkulasikan kembali ke sistem pendinginan alat-alat proses. Sementara itu, propana yang digunakan sebagai pemanas dimasukkan ke *heater* (HU-01) untuk dinaikkan suhunya. Propana yang telah digunakan sebagai pemanas akan disirkulasi kembali ke tangki penyimpanan propana sebelum kembali digunakan sebagai media pemanas. Sebagian propana yang mengalami penguapan pada *Cooling Tower* (CT-02) akan digantikan dengan propana *make-up* dari tangki penyimpanan propana (TU-06).

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik asetilena ini menghasilkan limbah buangan baik yang berasal dari proses produksi, utilitas maupun kegiatan-kegiatan lain. Untuk itu, perlu dilakukan pengolahan terhadap limbah-limbah tersebut sebelum dibuang ke lingkungan sehingga tidak merusak lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam nitrat ini terdiri limbah gas dan cair. Pengolahan limbah tersebut harus disesuaikan dengan jenis limbahnya. Proses pengolahan limbah pada pabrik ini adalah sebagai berikut.

a. Limbah Gas

Limbah gas atau gas buang dari pabrik asetilena ini berasal dari proses absorpsi pada *Absorber* (AB-01) dan (AB-02). Gas buang tersebut mengandung karbon monoksida (CO), karbon dioksida (CO₂), hidrogen (H₂), Nitrogen (N₂) dan gas alam. Pengolahan limbah gas buang dilakukan dengan cara desulfurisasi, yaitu mengurangi gas buang dengan menggunakan filter basah (*Wet Scrubber*). Penggunaan filter basah tersebut akan menghilangkan gas sulfur oksida yang timbul dari hasil pembakaran bahan bakar. Kadar gas lain yang dapat dikontrol dengan cara ini adalah karbon monoksida, nitrogen oksida, dan hidrokarbon.

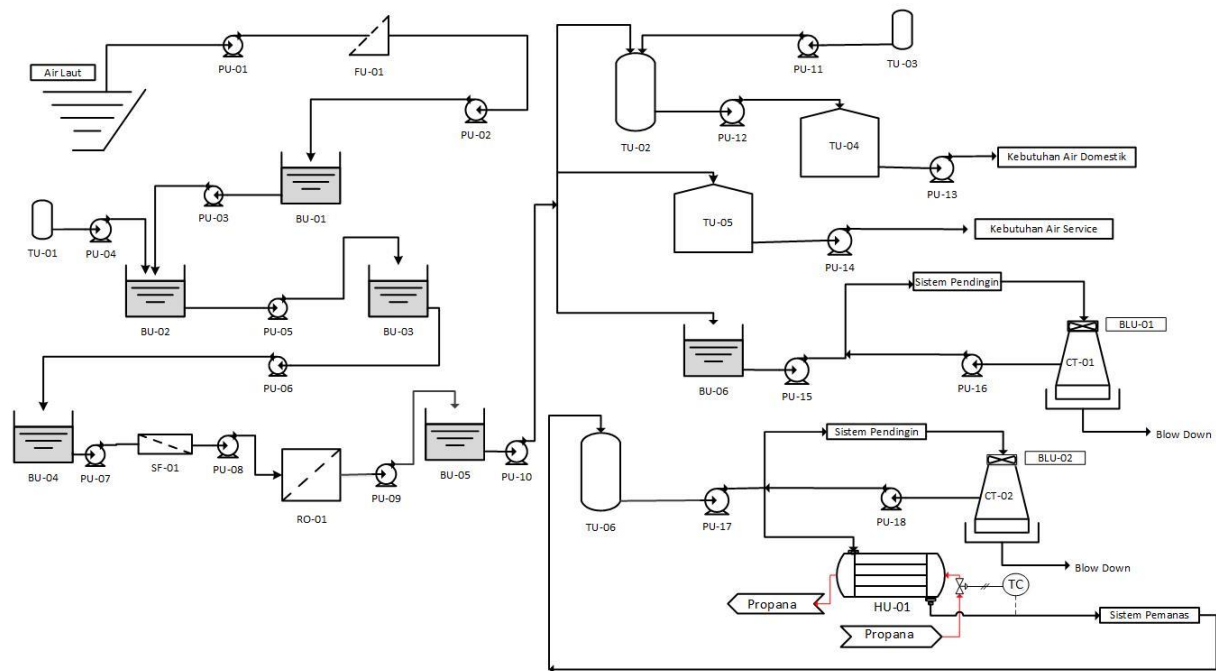
b. Limbah Cair

Pengolahan limbah cair dilakukan dengan cara berikut.

- Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini dengan menggunakan lumpur aktif dan *cahypochloride* sebagai disinfektan.

- Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment*, (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.





Keterangan					
FU-01	: Screening /Saringan 01	BU-06	: Bak Air Pendingin 06	CT-01	: Cooling Tower 01
FU-02	: Screening /Saringan 02	TU-01	: Tangki Larutan Alum 01	CT-02	: Cooling Tower Propana 02
BU-01	: Bak Pengendapan Awal 01/Sedimentasi	TU-02	: Tangki Klorinasi 02	PU-01 - 18	: Pompa Utilitas
BU-02	: Bak Penggumpal & flokulator 02	TU-03	: Tangki Kaporit 03	HU-01	: Heater Utilitas
BU-03	: Bak Pengendap 03	TU-04	: Tangki Air Bersih 04		
BU-04	: Bak Pengendap 04	TU-05	: Tangki Air Service Water 05		
BU-05	: Bak Penampung Sementara 05	TU-06	: Tangki Pendingin Propana		

Gambar 5. 1 Diagram Alir Unit Utilitas

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 5.7 Pompa utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	
Fungsi	Mengalirkan air dari laut ke <i>Screener</i> (FU-01)	Mengalirkan air dari <i>screener</i> (FU-01) ke Bak Pengendap Awal/Sedimentasi / <i>Reservoir</i> (BU-01)	Mengalirkan air dari bak <i>Reservoir</i> (BU-01) Bak Penggumpal/Koagulasi dan Flokulasi (BU02)	Mengalirkan larutan alum 5% dari Tangki Larutan Alum ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU02) ke Bak Pengendap I (BU03)	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>					
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Jumlah	1	1	1	1	1	
Spesifikasi						
Kapasitas (gpm)	174,6022	165,8721	157,5785	0,00003	157,58	
Head Pompa (m)	5,565	5,509	5,460	5	5,460	
Ukuran	ID (in)	6,065	6,065	6,065	0,269	6,065
	OD (in)	6.63	6,63	6,63	0,41	6,63
	Sch.	40	40	40	40	40
	IPS	6	6	6	0.13	6
Tenaga Pompa (HP)	1,1776	1,1076	1,0428	0,00006	1,0428	
Tenaga Motor (HP)	1,5	1,5	1,5	0,05	1,5	

Tabel 5.7 Pompa utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendap I (BU-03) ke Bak Pengendap II (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-04) ke <i>Sand Filter</i> (FU-02)	Mengalirkan air dari Sand Filter (FU-02) ke <i>Reverse Osmosis</i> (RO-01)	Mengalirkan air dari <i>Reverse Osmosis</i> (RO-01) ke Bak Penampung Sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) ke area kebutuhan air
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	157,58	149.6996	142,2146	135,1039	135,1039
<i>Head</i> Pompa (m)	5,460	5,415	7,548	7,3	7,3
Ukuran	ID (in)	6,065	6,065	4,026	4,026
	OD (in)	6.63	6,63	4,50	4,50
	Sch.	40	40	40	40
	IPS	6	6	4	4
Tenaga Pompa (HP)	1,0428	0,9825	1,3011	1,1953	1,1953
Tenaga Motor (HP)	1,5	1,5	2	1,5	1,5

Tabel 5.7 Pompa utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15	
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) ke Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-02) ke Tangki Air Bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-04) ke area domestik	Mengalirkan air dari Tangki Air Servis (TU-05) ke area kebutuhan air servis	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) ke <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>					
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Jumlah	1	1	1	1	1	
Spesifikasi						
Kapasitas (gpm)	0,0159	102,6058	102,6058	0,8613	31,6368	
Head Pompa (m)	5,008	6,326	6,326	5,452	5,895	
Ukuran	ID (in)	0,269	4,026	4,026	0,622	2,469
	OD (in)	0,41	4,50	4,50	0,84	2,88
	Sch.	40	40	40	40	40
	IPS	0,13	4	4	0,30	2.5
Tenaga Pompa (HP)	0,0003	0,8099	0,8099	0,0199	0,3164	
Tenaga Motor (HP)	0,05	1,5	1,5	0,05	0,5	

Tabel 5.7 Pompa utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-16	PU-17	PU-18
Fungsi	Mengalirkan air dingin dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) ke <i>recycle</i> dari Bak Air Dingin (BU-06)	Mengalirkan pendingin r290 dari Tangki (TU-06) ke sistem pendingin	Mengalirkan air dingin dari <i>Cooling Tower</i> (CT-02) ke <i>recycle</i> dari Tangki Propana (TU-06)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>		
Bahan	<i>Commercial Steel</i>		
Jumlah	1	1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)	31,6368	4767.1123	4594.6406
<i>Head</i> Pompa (m)	5,895	8,848	8,574
Ukuran	ID (in)	2,469	19,250
	OD (in)	2,88	20
	Sch.	40	40
	IPS	2.5	20
Tenaga Pompa (HP)	0,3164	23,0151	21,4970
Tenaga Motor (HP)	0,5	30	25

2. Bak Penampung

Tabel 5.8 Bak utilitas

Bak	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (flokulasi ke-2)	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak silinder tegak	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak balok dengan beton bertulang
Bahan	Beton					
Spesifikasi						
Panjang (m)	7,734	-	7,6	7,474	3,9737	8,80
Lebar (m)	7,734	-	7,6	7,474	3,9737	8,80
Tinggi (m)	3,87	3,598	3,8	3,737	1,9868	4,40
Diameter (m)	-	3,598	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1	1

3. Tangki

Tabel 5.9 Tangki utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan ke dalam tangki klorinasi (TU-02)
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak berpengaduk	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>		
Jumlah	1	1	1
Spesifikasi			
Tinggi (m)	2,16	8,995	1,13
Diameter (m)	1,08	8,995	1,13
Volume (m ³)	1,98	571,823	1,134

Tabel 5.9 Tangki utilitas (Lanjutan)

Tangki	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum	Menampung kebutuhan pendingin propana
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>		
Jumlah	1	1	1
Spesifikasi			
Tinggi (m)	8,995	1,828	14,02
Diameter (m)	8,995	1,828	14,02
Volume (m ³)	571,82	4,8	2.164,748

4. *Screener*

Tabel 5.10 *Screener*

Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya daun, ranting dan sampah-sampah lainnya
Bahan	Aluminium
Spesifikasi	
Kapasitas (Kg/jam)	33.786,74
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter lubang (cm)	1
Jumlah	1

5. *Sand Filter*

Tabel 5.11 *Sand filter*

Kode	FU-02
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air laut
Spesifikasi	
Bahan	Bak berbentuk balok
Material	<i>Spheres</i>
Ukuran pasir (<i>mesh</i>)	28
Volume (m ³)	6,25
Panjang (ft)	2,32
Lebar (ft)	2,32
Tinggi (m)	1,16
Jumlah	1

6. Cooling Tower

Tabel 5. 12 Cooling tower

Kode	CT-01	CT-02
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan	Mendinginkan kembali pendingin propana yang telah digunakan
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>	
Jumlah	1	1
Spesifikasi		
Panjang (m)	6,78	9,47
Lebar (m)	6,78	9,47
Tinggi (m)	2,63	5,83

7. Blower Cooling Tower

Tabel 5.13 Blower cooling tower

Kode	BLU-01	BLU-02
Fungsi	Menghembuskan udara ke <i>cooling tower</i> (CT-01)	Menghembuskan udara ke <i>cooling tower</i> (CT-02)
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>	
Jumlah	1	1
Spesifikasi		
Kapasitas (m ³ /jam)	386.274,17	441.623,33
Efisiensi	87%	87%
Power (Hp)	15	20
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	

8. Reverse Osmosis

Tabel 5.14 Reverse Osmosis

Kode	RO-01
Fungsi	Proses desalinasi air laut dengan membran sebagai media penyaringnya
Jenis	<i>Single Stage Sea Water Reverse Osmosis</i>
Bahan	<i>Spiral Wound</i>
<i>Permeate volumetris (L/jam)</i>	26.143,532
Flux RO (L/m ² /jam)	15
Area per elemen (m ²)	17,43
Area per P _{vessel} (m ²)	104,57
Jumlah membran	6
Jumlah <i>housing</i>	20

9. Heater Utilitas (HU-01)

Tabel 5.15 Heater Utilitas

Nama Alat		Heater Utilitas
Kode		HU-01
Fungsi		Memanaskan propana sebelum digunakan sebagai media pemanas dari -50°C menjadi -10°C
Jenis		Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		Carbon Stell SA-283 Grade C
Jumlah		1
Spesifikasi		
Shell	ID(in)	37
	Distance between baffles (in)	27,75
	Passes	1
	Clearance	0,25
	ΔP (psi)	0,008
Tube	Panjang (ft)	24
	ID (in)	0,902
	OD (in)	1
	BWG	18
	Jumlah tube (Nt)	674
	Pitch (Pt)	1,25
	Susunan tube	triangular
ΔP (psi)	0,0077	

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi perancangan pabrik asetilena merupakan salah satu aspek yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan dilakukannya evaluasi ekonomi bisa untuk memperkirakan modal investasi untuk mengetahui apakah pabrik yang sedang dirancang layak atau tidak jika didirikan. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat – alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga alat tersebut digunakan sebagai dasar patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan melihat kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas atau balik modal.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

4. Analisa Kelayakan Ekonomi

- a. *Percent return on investment (ROI)*
- b. *Pay out time (POT)*
- c. *Break event point (BEP)*
- d. *Shut down point (SDP)*
- e. *Discounted cash flow (DCF)*

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat diketahui apakah pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak maka dilakukan Analisa kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

- a. *Percent return on investment (ROI)*

Percent return on investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

- b. *Pay out time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

- c. *Break event point (BEP)*

Break Event Point adalah terjadinya titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama.

d. *Shut down point (SDP)*

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

e. *Discounted cash flow (DCF)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1991-2015

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402
14	2004	444,2
15	2005	468,2
16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	576,1
25	2015	556,8

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1955).

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

Dimana :

E_x : Harga pembelian pada tahun 2025

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi

N_x : *Index* harga pada tahun 2025

N_y : *Index* harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Peters dan Timmerhaus tahun 2003 seta data yang sudah diperoleh dari www.matche.com/equipcost . Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP indeks pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 576,1. Sementara nilai CEP indeks pada tahun pembelian yaitu tahun 2025 adalah 671,34. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 6.2 Harga alat proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2025	2014	2025
1	Reaktor Allir Pipa	R-01	1	576,10	671,34	13.400	15.615,21
2	Tangki Penyimpanan LNG	T-01	1	576,10	671,34	507.400	591.280,42
3	Tangki Penyimpanan Aseton	T-02	1	576,10	671,34	500.500	583.239,75
4	Tangki Penyimpanan Propana	T-03	1	576,10	671,34	726.200	846.251,16
5	Tangki Penyimpanan Asetilen	T-04	1	576,10	671,34	409.000	476.613,50
6	Separator	SP-01	1	576,10	671,34	435.000	506.911,67
7	Separator	SP-02	1	576,10	671,34	585.000	681.708,80
8	Furnace	FU-01	2	576,10	671,34	936.200	2.181.934,27
9	Furnace	FU-02	3	576,10	671,34	1.026.300	3.587.885,83
10	Quencher	QU-01	1	576,10	671,34	1.385.700	1.614.775,86
11	Adsorber	AD-01	1	576,10	671,34	30.700	35.775,15
12	Absorber	AB-01	1	576,10	671,34	39.160	45.633,70
13	Blower	BL-01	1	576,10	671,34	1.200	1.398,38
14	Blower	BL-02	1	576,10	671,34	10.100	11.769,67
15	Blower	BL-03	1	576,10	671,34	74.400	86.699,38
16	Blower	BL-04	1	576,10	671,34	14.500	16.897,06
17	Blower	BL-05	1	576,10	671,34	2.300	2.680,22
18	Blower	BL-06	1	576,10	671,34	52.600	61.295,53
19	Blower	BL-07	1	576,10	671,34	70.700	82.387,71
20	Blower	BL-08	1	576,10	671,34	30.800	35.891,68
21	Heater	HE-01	1	576,10	671,34	72.100	84.019,15
22	Heater	HE-02	1	576,10	671,34	10.500	24.471,60
23	Vaporizer	VP-01	1	576,10	671,34	94.900	110.588,32
24	Cooler	CL-01	1	576,10	671,34	102.200	119.095,11
25	Cooler	CL-02	1	576,10	671,34	76.400	89.030,00
26	Cooler	CL-03	1	576,10	671,34	89.200	103.946,02
27	Cooler	CL-04	1	576,10	671,34	11.500	13.401,11
28	Pompa	P-01	2	576,10	671,34	9.700	22.607,10
29	Pompa	P-02	2	576,10	671,34	3.200	7.458,01
30	Pompa	P-03	2	576,10	671,34	9.700	22.607,10
31	Pompa	P-04	2	576,10	671,34	10.200	23.772,41
32	Pompa	P-05	2	576,10	671,34	9.500	22.140,97
33	Pompa	P-06	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29

Tabel 6.2 Harga alat proses (Lanjutan)

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2025	2014	2025
34	Pompa	P-07	2	576,10	671,34	14.700	34.260,24
35	Pompa	P-08	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29
36	Kompresor	K-01	1	576,10	671,34	7.510	8.751,51
37	Kompresor	K-02	1	576,10	671,34	8.700	10.138,23
38	Kompresor	K-03	1	576,10	671,34	9.340	10.884,03
39	Kompresor	K-04	1	576,10	671,34	6.670	7.772,65
40	Filter Bag	FB-01	1	576,10	671,34	9.045	10.540,27
Total							12.253.657,35

Tabel 6.3 Harga alat utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX (\$)
				2014	2025	2014	2025
1	Screening	FU-01	1	576,10	671,34	17.400	20.276,46
2	Sand Filter	FU-02	1	576,10	671,34	25.100	29.249,38
3	Bak Sedimentasi	BU-01	1	576,10	671,34	15.200	17.712,77
4	Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	576,10	671,34	10.000	11.653,14
5	Tangki Larutan Alum	TU-01	1	576,10	671,34	49.200	57.333,45
6	Bak Pengendap I	BU-03	1	576,10	671,34	11.250	13.109,78
7	Bak Pengendap II	BU-04	1	576,10	671,34	11.350	13.226,31
9	Bak Penampung Sementara	BU-05	1	576,10	671,34	175.600	204.629,17
10	Tangki Klorinasi	TU-02	1	576,10	671,34	102.500	119.444,70
11	Tangki penyimpan Kaporit	TU-03	1	576,10	671,34	15.700	18.295,43
12	Tangki Air Bersih	TU-04	1	576,10	671,34	564.000	657.237,19
13	Tangki Service Water	TU-05	1	576,10	671,34	162.131	188.933,55
14	Bak Air Pendingin	BU-06	1	576,10	671,34	24.000	27.967,54
15	Cooling Tower	CT-01	1	576,10	671,34	283.000	329.783,91
16	Cooling Tower Propana	CT-02	1	576,10	671,34	305.600	356.120,01
17	Reverse Osmosis	RO-01	1	576,10	671,34	309.500	360.664,73
18	Tangki Propana	TU-06	1	576,10	671,34	342.000	398.537,45

Tabel 6.3 Harga alat utilitas (Lanjutan)

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX (\$)
				2014	2025	2014	2025
19	Kompresor Udara	KU-01	1	576,10	671,34	243.000	283.171,34
20	pompa 1	PU-01	2	576,10	671,34	9.700	22.607,09
21	pompa 2	PU-02	2	576,10	671,34	3.200	7.458,01
22	pompa 3	PU-03	2	576,10	671,34	9.700	22.607,09
23	pompa 4	PU-04	2	576,10	671,34	10.200	23.772,40
24	pompa 5	PU-05	2	576,10	671,34	9.500	22.140,96
25	pompa 6	PU-06	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29
26	pompa 7	PU-07	2	576,10	671,34	9.700	22.607,09
27	pompa 8	PU-08	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29
28	pompa 9	PU-09	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29
29	pompa 10	PU-10	2	576,10	671,34	9.700	22.607,09
30	pompa 11	PU-11	2	576,10	671,34	15.600	36.357,80
31	pompa 12	PU-12	2	576,10	671,34	19.700	45.913,37
32	pompa 13	PU-13	2	576,10	671,34	10.200	23.772,40
33	pompa 14	PU-14	2	576,10	671,34	9.500	22.140,96
34	pompa 15	PU-15	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29
35	pompa 16	PU-16	2	576,10	671,34	9.700	22.607,09
36	pompa 17	PU-17	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29
37	pompa 18	PU-18	2	576,10	671,34	13.200	30.764,29
38	Heater	HU-01	1	576,10	671,34	99.000	115.366,10
Total							3.701.889,69

6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 25.000 Ton / Tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 Tahun
- d. Kurs mata uang : 1 \$ = Rp 15.567
- e. Tahun pabrik didirikan : 2025

6.3 Komponen Biaya

1 Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik.

Tabel 6.4 *Physical plant cost* (PPC)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	30.979.056.177	1.990.046
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	7.744.764.044	497.511
3	Instalasi cost	5.113.309.440	328.471
4	Pemipaan	7.305.108.013	469.268
5	Instrumentasi	7.754.775.969	498.154
6	Insulasi	1.195.873.757	76.821
7	Listrik	3.097.905.617	199.004
8	Bangunan	44.277.000.000	2.844.285
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	69.088.000.000	4.438.106
Total		176.555.793.020	11.341.671

Tabel 6.5 *Direct plant cost* (DPC)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	176.555.793.020	11.341.671
2	<i>Engineering and Construction</i>	35.311.158.604	2.268.334
Total		211.866.951.625	13.610.005

Tabel 6.6 *Fixed capital investment* (FCI)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	211.866.951.625	13.610.005
2	<i>Cotractor's fee</i>	8.474.678.065	544.400
3	<i>Contingency</i>	21.186.695.162	1.361.000
Total		241.528.324.852	15.515.405

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan lainnya menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- Investasi yang cepat kembali
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai , aman , dan lain-lain

Tabel 6.7 *Working capital investment* (WCI)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	30.675	2
2	<i>Inproses Onventory</i>	19.732.170.679	1.267.564
3	<i>Product Inventory</i>	14.350.669.584	921.864
4	<i>Extended Credit</i>	26.506.696.524	1.702.749
5	<i>Available Cash</i>	14.350.669.584	921.864
Total		74.940.237.048	4.814.044

2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. Manufacturing Cost antara lain :

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6.8 *Direct manufacturing cost (DMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	81.769.820.214.096	5.252.766.763
2	<i>Labor</i>	890.100.000	57.178
3	<i>Supervision</i>	133.515.000	8.576
4	<i>Maintenance</i>	4.830.566.497	310.308
5	<i>Plant Supplies</i>	4.538.9271.927.001	2.915.736.617
6	<i>Royalty and Patents</i>	2.915.736.617	187.302
7	<i>Utilities</i>	6.912.652.722	444.058
Total		127.174.774.711.935	8.169.510.805

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6.9 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	133.515.000	8.576
2	<i>Laboratory</i>	89.010.000	5.718
3	<i>Plant Overhead</i>	445.050.000	28.589
4	<i>Packaging and Shipping</i>	116.629.464.706	7.492.096
Total		117.297.039.706	7.534.980

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6.10 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	19.322.265.988	1.241.232
2	<i>Propertu taxes</i>	2.415.283.248	155.154
3	<i>Insurance</i>	2.415.283.248	155.154
Total		24.152.832.485	1.551.540

Tabel 6.11 *Total manufacturing cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	16.407.493.241	1.053.992
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	117.297.039.706	7.534.980
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	24.152.832.485	1.551.540
Total		157.857.365.432	10.140.512

3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan

guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6.12 General expenses

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	4.735.720.962	304.215
2	<i>Sales Expense</i>	7.892.868.272	507.025
3	<i>Research</i>	6.314.294.617	405.620
4	<i>Finance</i>	6.329.371.238	406.589
Total		25.272.255.090	1.623.450

Tabel 6.13 Total production cost

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	157.857.365.432	10.140.513
2	<i>General Expenses(GE)</i>	25.272.255.090	1.623.450
Total		183.129.620.522	11.763.963

6.4 Analisa Keuntungan

1 Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 3.299.739.882.352,94

Total biaya produksi : Rp 2.585.513.163.792,91

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produksi

: Rp 714.226.718.560,03

2 Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 30 % x Rp 714.226.718.560,03

: Rp 214.268.015.568,00

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak

: Rp 499.958.702.992,02

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain

1 *Return on Investment (ROI)*

Return On Investment (ROI) adalah rasio profit yang didapatkan dari investasi atau keuntungan yang didapatkan dari investasi yang sudah dikeluarkan. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.2)$$

a. ROI sebelum pajak (ROI b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries dan Newton, 1955).

$$ROI \text{ b} = 82\%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$ROI \text{ a} = 58\%$$

2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan+Depresant}} \quad (6.3)$$

a. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun.

POT b = 1,1 tahun

b. POT setelah pajak (POTa)

POT a = 1,5 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

Break even point merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 20-60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum *Annual*

Tabel 6.14 Annual fixed manufacturing cost (Fa)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depresiasi</i>	19.322.265.988	1.241.233
2	<i>Property Taxes</i>	2.415.283.248	155.154
3	<i>Asuransi</i>	2.415.283.249	155.154
Total		24.152.832.485	1.551.541

Tabel 6.15 Annual regulated expenses (Ra)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Gaji Karyawan</i>	890.100.000	57.178
2	<i>Payroll Overhead</i>	133.515.000	8.576
3	<i>Supervision</i>	133.515.000	8.576
4	<i>Plant Overhead</i>	445.050.000	28.589
5	<i>Laboratorium</i>	89.010.000	5.717
6	<i>General Expense</i>	4.830.566.497	310.308
7	<i>Maintenance</i>	4.735.720.962	304.215
8	<i>Plant Supplies</i>	7.892.868.271	507.025
Total		19.150.345.731	1.230.188

Tabel 6.16 Annual variabel value (Va)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	337.430	22
2	<i>Packaging</i>	116.629.464.706	7.492.096
3	<i>Shipping</i>	6.912.652.722	444.058
4	<i>Utilities</i>	2.915.736.617	187.302
5	<i>Royalty & Patent</i>	126.458.191.475	81.234.789
Total		252.916.382.951	16.246.957

Tabel 6.17 Annual sales value (Sa)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	291.573.661.765	18.730.241
Total		291.573.661.765	18.730.241

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$\text{BEP} = 37\%$$

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\%. \quad (6.5)$$

Didapatkan SDP = 29%

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow rate of return adalah bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

$$\frac{(WC+FCI)x(1+i)^{10}}{CF} = ((1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1) \frac{WC+SV}{CV}. \quad (6.6)$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut

FCI = Rp 867.160.935.946

WCI = Rp 885.467.692.713

SV = Rp. 69.372.874.876

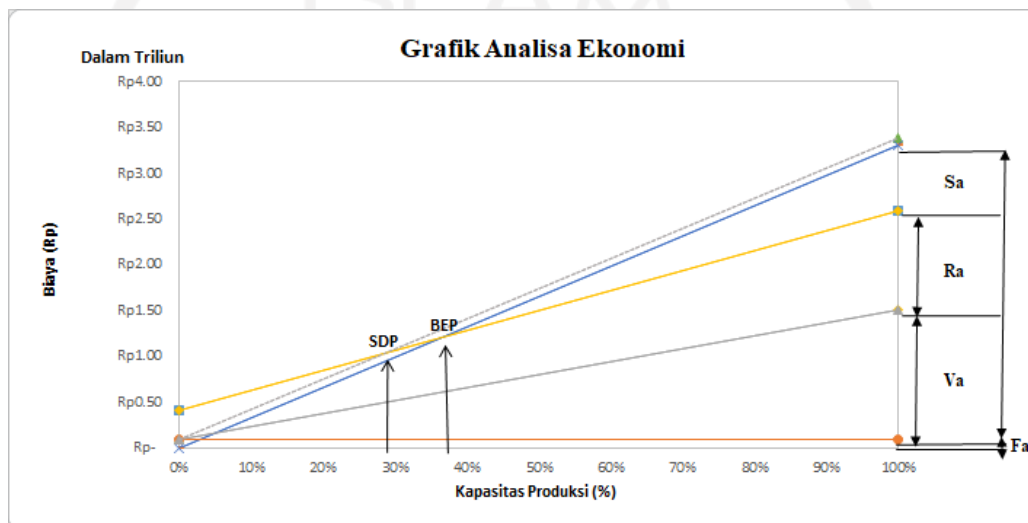
n = 10 tahun

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai

DCFR adalah :

$$\text{DCFR} = 39\%$$

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

1. Pra rancangan pabrik asetilena dari oksidasi parsial gas alam dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini akan didirikan di Batam, Kota Batam, Kepulauan Riau dengan luas tanah 34.544 m² dan jumlah pekerja 204 orang.
2. Ditinjau dari segi ekonomi yaitu evaluasi ekonomi yang dilakukan, maka pabrik ini menarik untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa *indicator* sebagai berikut :
 - a. *Return On Investment (ROI)*
 - ROI sebelum pajak = 82 %
 - ROI sesudah pajak = 58 %
 - b. *Pay Out Time*
 - POT sebelum pajak = 1,1 tahun
 - POT sesudah pajak = 1,5 tahun
 - c. *Break Event Point* = 37 %
 - d. *Shut Down Point* = 29 %
 - e. *Dsicounted Cash Flow Rate* = 39 %

7.2 Saran

Dalam perncangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapannya akan menjadikan produk Asetilena dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri dimasa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



DAFTAR PUSTAKA

- Bachtler et al. 2011. *Method For Producing Acetylene*. U.S. Patent.
- Badan Pusat Statistik. <https://www.bps.go.id/>. Diakses Pada Tanggal 15 Februari 2022 Pukul 20.00 WIB.
- Benitez, Jaime. 1948. *Principles and Modern Application of Mass Transfer Operation*. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Branan, Carl. 2005. *Rules of Thumb for Chemical Engineers 4th Edition*. Elsevier Butterworth-Heinemann. Oxford.
- Brown, G G (1977). *Unit Operarions*. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). *Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Coulson & Richardson. 2005. *Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann. Oxford.
- Fausser, Giacomo. 1966. *Apparatus for Acetylene Production by Partial Combustion of Hydrocarbons*. U.S. Patent.
- Felder, M. Richard. 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes 3rd Edition*. John Wiley & Sons, Inc. Atlanta.
- Flanigen, M. Edith. 1982. *Acetylene Storage Vessel*. U.S. Patent.
- Frassoldati, A. 2009. *Simplified Kinetic for Oxy-Fuel Combustion*. 1st International Conference on Sustainable Fossil Fuels for Future Energy – S4FE 2009.
- Geankoplis, C J (1993). *Transport Processes and Unit Operations Third Edition*. Prentice-Hall International, Inc. New Jersey.

- Holmen, A. 1976. *High-Temperature Pyrolysis of Hydrocarbons Methane to Acetylene*. Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 15, No. 3, 1976.
- Iwasaki, et. al., *Intermediate Fluid Type Vaporizer*. 2022. U.S. Patent.
- Kampen, van Jasper. 2020. *Steam Adsorption on Molecular Sieve 3A for Sorption Enhanced Reaction Processes*. Adsorption (2021) 27 : 577 – 589.
- Kemenperin. <https://kemenperin.go.id/>. Diakses pada tanggal 15 Februari 2022 pukul 08.00 WIB.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill. Japan.
- Li, Zhicong, et.al., 2019. *Kinetic Simulation of Methane Combustion Reaction : From Mechanism to Application*. Paper ID APEN-MIT-2019. Boston, USA.
- Perry, H R. Green, D W. (1997) *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. McGraw-Hill. New York
- Peters, S. Max. 1958. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition*. McGraw-Hill. Singapore.
- Poling, E. Bruce. 1958. *The Properties of Gases and Liquids 5th Edition*. McGraw-Hill. New York.
- Ripoll, Nicolas. 2021. *Hydrogen and Syngas Production from Methane-Acetylene Rich Combustion in Inert Porous Media Burner*. Elsevier B. V.
- Savchenko, V.I., et al. 2019. *The Role of Homogeneous Steam Reforming of Acetylene Oxidation of Methane to Syngas in Matrix Type Converters*. Chemical Engineering Science 207 (2019) 744-751.

- Semaskaite, V. 2022. *Improvement of Regasification Process Efficiency for Floating Storage Regasification Unit*. J. Mar. Sci. Eng. 2022, 10, 897.
- Schobert, Harold. 2013. *Production of Acetylene and Acetylene-Based Chemical from Coal*. American Chemical Society Publication.
- Smith, J. M. 2009. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 8th Edition*. McGraw-Hill. New York.
- Treybal, E. Robert. 1981. *Mass-Transfer Operations 3rd Edition*. McGraw-Hill. Singapore.
- Ullmann's. 2012. *Acetylene*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KgaA, Weinheim.
- Voronin, V. Vladimir. 2018. *Acetylene in Organic Synthesis : Recent Progress and New Uses*. Molecules 2018, 23, 2442.
- Walas, M. Stanley. 1990. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann. USA.
- W.C. Morro, JR., et al. 1959. *Acetylene Separation System*. U.S. Patent.
- Yan, Binhang. 2016. *Detailed Kinetic Modeling of Acetylene Decomposition/Soot Formation During Quenching of Coal Pyrolysis in Thermal Plasma*. Departement of Chemical Engineering, Beijing.
- Yaws, Carl. L. 1999, "*Chemical Properties Handbook*", McGraw-Hill, New York.

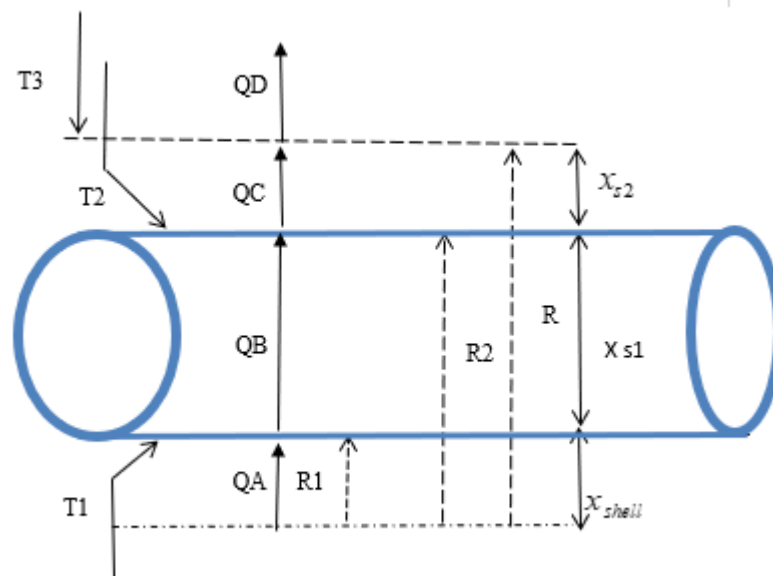
LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

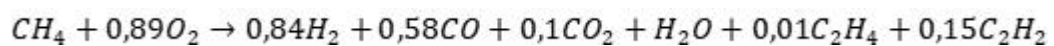
1. Jenis Reaktor

Dipilih Reaktor Alir Pipa (RAP) dengan pertimbangan :

- Reaksi yang terjadi adalah fase gas tanpa katalis
- Reaksi berjalan secara eksotermis kemudian endotermis
- Reaksi terjadi secara adiabatik isothermal sehingga panas yang dihasilkan dapat membantu merengkahkan metana menjadi asetilena pada suhu yang lebih tinggi
- Reaksi berlangsung cepat



Reaksi yang terjadi :



Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}
 T &= 1700 \text{ K} && (1426.85 \text{ }^\circ\text{C}) \\
 P &= 1 \text{ atm} \\
 R &= 0,082 \text{ L.atm/mol/K} && (1,987 \text{ cal/molK}) \\
 D &= 6,096 \text{ K} && (24 \text{ in}) \\
 T_0 &= 1700 \text{ K} && (1426.85 \text{ }^\circ\text{C}) \\
 A &= 3,14 * D^2 / 4 \\
 X_{CH_4}(\text{total}) &= 0,9051308 \\
 C_{A0} &= 0,00714373 \text{ mol/dm}^3 \\
 y_{A0} &= 0,99583583 \\
 \varepsilon &= 0,7867103 && (\text{koef produk} - \text{koef reaktan}) * (F_{A0} / F_T) \\
 F_{A0} &= 1304,49671 \text{ kmol/jam} && (362,360196 \text{ mol/detik})
 \end{aligned}$$

Untuk Reaksi pada gas Homogen orde 1

$$V = \frac{F_{A0}}{kC_{A0}} \int_0^X \frac{(1 + \varepsilon X) dX}{(1 - X)} = \frac{F_{A0}}{kC_{A0}} \left[(1 + \varepsilon) \left(\ln \frac{1}{1 - X} \right) - \varepsilon X \right]$$

Komponen	Input		Output
	Arus 3 (kg/jam)	Arus 4 (kg/jam)	Arus 5 (kg/jam)
CH ₄	20924.12716		1985.055268
N ₂	86.8659046	98980.37668	99067.24259
C ₂ H ₆	0.570929028		0.570929028
C ₃ H ₈	0.058786851		0.058786851
i-butana (C ₄ H ₁₀)	0.000425122		0.000425122
n-butana (C ₄ H ₁₀)	0		0
i-pentana (C ₅ H ₁₂)	1.29125E-06		1.29125E-06
O ₂		30055.6041	0
H ₂			2813.965905
H ₂ O			14984.09832
C ₂ H ₄			3.4813977
C ₂ H ₂			3474.878568
CO			21830.08404
CO ₂			5888.136502
Total	21011.62321	129035.9808	150047.5727
	150047.604		

2. Menentukan Volume dan Panjang Reaktor

$$V = \frac{F_{A0}}{k[C_{A0}]} \left[(1 + \varepsilon) \ln \frac{1}{1 - X} - \varepsilon X \right]$$

$$Z = \frac{F_{A0}}{\left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2\right) \cdot k[C_{A0}]} \left[(1 + \varepsilon) \ln \frac{1}{1 - X} - \varepsilon X \right]$$

Volume = $(F_{A0}/(k \cdot C_{A0})) \cdot (((1 + \varepsilon) \cdot \ln(1/(1 - X)))) - (\varepsilon \cdot X)$

Volume Reaktor = 8.529E+02 dm³

ITERASI RUNGE KUTA

$$\begin{aligned}
 k1 &= h \cdot (x_0 + y_n) \\
 k2 &= h \cdot ((X_n + (0,5 \cdot h)) + (y_n + (0,5 \cdot k1))) \\
 k3 &= h \cdot ((X_n + (0,5 \cdot h)) + (y_n + (0,5 \cdot k2))) \\
 k4 &= h \cdot ((X_n + h) + (y_n + k3)) \\
 y_{n+1} &= y_n + ((1/6) \cdot (k1 + (2 \cdot k2) + (2 \cdot k3) + k4)) \\
 \text{error} &= \text{ABS}((y_{\text{cari}} - y_n) / y_{\text{cari}})
 \end{aligned}$$

Iteras i	h	xn	yn	k1	k2	k3	k4	yn+1	ycari	error
0	0.1	0	0.00E+00	0.00E+00	5.00E-03	5.25E-03	1.05E-02	5.17E-03	0.00E+00	0
1	0.1	0.1	5.17E-03	1.05E-02	1.60E-02	1.63E-02	2.21E-02	2.14E-02	9.16E-01	0.9943575
2	0.1	0.2	0.021402571	2.21E-02	2.82E-02	2.86E-02	3.50E-02	4.99E-02	2.02E+00	0.9893965
3	0.1	0.3	4.99E-02	3.50E-02	4.17E-02	4.21E-02	4.92E-02	9.18E-02	3.36E+00	0.9851425
4	0.1	0.4	0.09182424	4.92E-02	5.66E-02	5.70E-02	6.49E-02	1.49E-01	5.00E+00	0.9816397
5	0.1	0.5	1.49E-01	6.49E-02	7.31E-02	7.35E-02	8.22E-02	2.22E-01	7.07E+00	0.9789575
6	0.1	0.6	0.222117962	8.22E-02	9.13E-02	9.18E-02	1.01E-01	3.14E-01	9.74E+00	0.9772046
7	0.1	0.7	3.14E-01	1.01E-01	1.11E-01	1.12E-01	1.23E-01	4.26E-01	1.34E+01	0.976559
8	0.1	0.8	0.425539563	1.23E-01	1.34E-01	1.34E-01	1.46E-01	5.60E-01	1.88E+01	0.9773473
9	0.1	0.9	5.596E-01	1.46E-01	1.58E-01	1.59E-01	1.72E-01	7.18E-01	2.848E+01	0.9803544

Z = 28,48476809 dm

Z = 2,848476809 m

3. Menentukan Tebal Minimal Pipa

Bahan yang digunakan adalah SA 312 TP 317 , dengan pertimbangan :

- Memiliki allowable stress yang tinggi
- Memiliki sifat antikorosi lebih baik daripada carbon steel

$$t_s = \frac{p_i \cdot d_o}{2(fE + 0,4 p_i)} + C$$

Pi (P Design) =	1	Atm
	161,6554365	Psi
Do	24	In
F	1300	Psi
E	1	
C	0,125	In
Ts	1,812	In

4. Perhitungan Isolator

a. Dinding reaktor

Asumsi :

- Kondisi Adiabatik
- T_g = Suhu diameter dalam reaktor
- Panas radiasi diabaikan
- Dinding reaktor dirancang dengan memakai bahan yang tahan terhadap suhu tinggi dan mampu menahan panas ke lingkungan.

Data :

1. Suhu maksimal	(Tg)	1700 K	1427 °C	2600 °F
2. Suhu udara luar	(Tu)	303 K	30 °C	86 °F
3. Diameter reaktor	(DR)	0.6096 m	2.0000 ft	24.0000 in
4. Tinggi reaktor	(HR)	17.4397 m	57.2168 ft	686.6012 in

b. Bahan Perancangan

- Dinding reaktor, *kaolin insulating brick* menahan suhu yang sangat tinggi sampai suhu luar dinding 60 °C
- Lapisan plat penahan tekanan karena konduktivitas panasnya yang tinggi
- diasumsikan suhu luar plat = 30 °C

Bahan isolasi yang dipakai adalah *asbestos* :

Suhu operasi maksimum	Tmax	752	°F	
Densitas	pis	36	lb/ft ³	(576.684 kg/m ³)
Konduktivitas panas	kis	0.129	Btu/hr.ft.°F	(0,15 W/m.°C)
Emisivitas bahan isolator	εis	0.93		

c. Menghitung Tebal Dinding dan Isolator

- Interpolasi harga *kis asbestos* :

$$kis = 0,1014 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

- Interpolasi harga *ks carbon steel*

$$ks = 12,7315 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

- Interpolasi harga ν

$$v = 1,7530E-05 \text{ m}^2/\text{s}$$

Asumsi : Keadaan *steady state*

$$Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R) \quad R_2 + X$$

$$R_3 = 0.5176 \text{ m} \quad \text{Rdalam Shel (ID)}$$

$$R_1 = 0.6096 \text{ m} \quad \text{Rluar Shel (OD)}$$

$$R_2 = 12.0000 \text{ m} \quad Z \text{ (panjang pipa total)} \quad 2.8485 \text{ m}$$

$$L = R_2 + X$$

Kemudian di *Trial* dengan menggunakan persamaan (1), (2), (3) dan (4)

sehingga didapat :

$$5866.4739 \quad x (T_1 - T_2) \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$7.6485 \quad x (T_2 - T_3) / \ln((1,143 + x) / 3.048) \quad \dots\dots\dots (2)$$

$$9210.9025 \quad x (1.143 + x) \quad \dots\dots\dots (3)$$

$$15898.4549 \quad x (1.143 + x) \quad \dots\dots\dots (4)$$

$$T_1 \quad 1700.0000 \quad \text{K}$$

$$T_2 \quad 1695.9527 \quad \text{K}$$

$$T_3 \quad 333.1500 \quad \text{K}$$

$$T_u \quad 303.1500 \quad \text{K}$$

$$x \quad 0.3360 \quad \text{M}$$

$$(1) = (2) = (3) + (4) \quad 0.35$$

Sehingga diperoleh :

$$Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$$

Q_D	8709.7241
Q_R	15033.3973
Q_C	23743.1213
Q	23743.1213

Jadi,	tebal isolasi (x)	0.3360 m
		33.5989 cm
	T_2	1695.9527 K

d. Menghitung Tebal Plat Lapisan Luar

$$t_{\min} = \frac{Pt.D}{2.(S.\varepsilon - 0,6.Pt)} + C$$

dimana,

t_{\min} = Tebal minimum palat reaktor

Pt = Tekanan total didaerah reaktor

S = Tekanan yang diijinkan

ε = Faktor penyambungan

C = Faktor korosi

Tekanan total di reaktor diambil 1,5 dari tekanan operasi

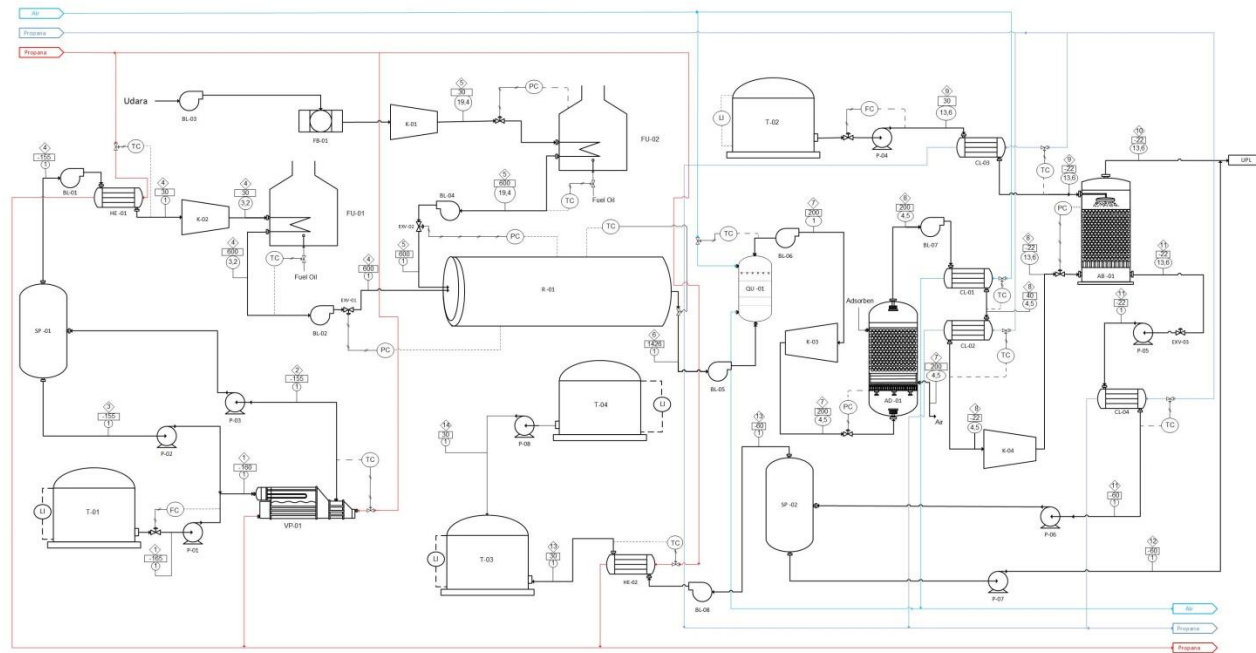
	P operasi (design reactor)	11.0000	atm
		161.6554	psi
	P design	242.4832	psi
Sehingga,	Pt	242.4832	psi
Maka,	tmin	0.2793	in
	Diambil tebal standart 1 inch, jadi tebal plat lapisan luar diperoleh yaitu :		
	tmin standart	1.0000	in
		0.0254	m
	R ₃	0.6350	m



LAMPIRAN B

PROCESS ENGENNERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ACETYLENE DARI GAS ALAM DENGAN OKSIDASI PARSIAL
DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



No	KOMPOEN	Nomor Area (kg/cm ²)													
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	CH ₄	2000.13	2194.81	1093.70	2000.13										
2	H ₂	86.87	87.18	0.31	86.87	9890.38	1090.06	0.00	1090.06	0.00	1090.06	0.00	1090.06	0.00	0.00
3	C ₂ H ₂	0.37	962.80	962.03	0.37	0.00	0.37	0.00	0.37	0.00	0.37	0.00	0.00	0.00	0.00
4	C ₂ H ₄	0.00	222.40	222.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5	1-butena (C ₄ H ₈)	0.00	73.99	73.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
6	n-butana (C ₄ H ₁₀)	0.00	96.44	96.44	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7	1-pentana (C ₅ H ₁₂)	0.00	80.41	80.41	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8	O ₂	0.00	0.00	0.00	3000.00										
9	H ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	2613.97	0.00	0.00	2613.97	0.00	0.00	14.07	0.02	0.00	0.00
10	N ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	1488.20	1488.20	0.00	1488.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
11	C ₂ H ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	3.48	0.00	3.48	0.00	3.48	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
12	C ₂ H ₄	0.00	0.00	0.00	0.00	874.86	0.00	874.86	0.00	874.86	0.00	14.83	0.14	0.00	0.00
13	O ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	2180.08	0.00	2180.08	0.00	2180.08	0.00	21.20	0.11	0.00	0.00
14	CO	0.00	0.00	0.00	0.00	5888.18	0.00	5888.18	0.00	5888.18	0.00	868.70	21.46	21.71	1.73
15	C ₂ H ₆	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	801.11	0.37	800.82	0.00	0.00	0.00	0.00
Total		2201.02	3461.84	2820.17	2101.62	12005.18	15000.52	18866.35	15065.67	801.02	13006.17	4901.07	1701.61	1316.64	790.33

Keterangan Alat	
AB	Absorber
AD	Adsorber
FU	Furnace
QU	Quencher
R	Raktor
SP	Separator
T	Tangki
VP	Vaporizer

Keterangan Instrumens	
FC	Flow Controller
LI	Level Indicator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller

Keterangan Instrumens	
○	Nomor Area
□	Temperature (°C)
□	Telemeter (atm)
□	Control Valve
—	pipe
—	Sinyal Pneumatic
—	Sinyal Elektrik

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FACULTY OF TECHNOLOGY (ITS-TEK)
DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING

PROJEK PERANCANGAN PERALATAN DAN PROSES PADA INDUSTRI OKSIDASI PARSIAL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

BUSUN OLEAH
 Nama dan No. (MHS) :
 Email :
 Dosen Pembimbing :
 Endang Sulistyawati, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN









KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PERANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nihayatul Umia
No. MHS : 18521081
2. Nama Mahasiswa : Fani Nurseptiani
No. MHS : 18521089

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ACETYLENE DARI GAS ALAM
DENGAN OKSIDASI PARSIAL KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf dosen
1.	8 April 2022	Perkenalan dan diskusi kapasitas Pabrik	
2.	10 Juni 2022	Diskusi mengenai tinjauan kinetika	
3.	26 Juli 2022	Diskusi mengenai Perancangan alat proses absorber	
4.	26 Juli 2022	Diskusi mengenai Vaporizer	
5.	17 NOV 2022	Diskusi luaran tahap 14 dan 15	
6.	17 NOV 2022	Peretujuan tahap 14	
7.	17 NOV 2022	Peretujuan tahap 15	
8.	17 NOV 2022	Pengesahan Tugas Akhir (Naskah)	

Dosen Pembimbing 1



Suharno Rusdi, Dr.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PERANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nihayatul Umia
No. MHS : 18521081
2. Nama Mahasiswa : Fani Nurseptiani
No. MHS : 18521089

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ACETYLENE DARI GAS ALAM
DENGAN OKSIDASI PARSIAL KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2021

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf dosen
1	25 Feb 22	Perkenalan dan diskusi mengenai tahap prarancangan pabrik	
2	8 Apr 22	Diskusi penentuan kapasitas pabrik	
3	24 Mei 22	Revisi luaran tahap 1, diskusi tahapan pemilihan proses dan tahapan spesifikasi bahan baku dan produk	
4	24 Juni 22	Revisi luaran tahap 1-3, diskusi luaran tahap 4 diagram alir kualitatif	
5	1 Juli 22	Revisi luaran tahap 4	
6	12 Juli 22	Persetujuan luaran 1-4	
7	9 Agust 22	Diskusi perancangan alat dan neraca massa	
8	27 Agust 22	Diskusi neraca massa dan perancangan reaktor	
9	31 Agust 22	Diskusi perancangan reaktor dan neraca panas	
10	2 Sept 22	Revisi dan diskusi perancangan reaktor dan neraca panas	
11	7 Sept 22	Revisi Volume Reaktor dan diskusi perancangan reaktor, bahan, dan neraca panas	

Dosen Pembimbing 2

Lucky Wahyu N.S., S.T., M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PERANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nihayatul Umia
No. MHS : 18521081
2. Nama Mahasiswa : Fani Nurseptiani
No. MHS : 18521089

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ACETYLENE DARI GAS ALAM
DENGAN OKSIDASI PARSIAL KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Pembimbing
12	10-10-2022	Persetujuan luaran 5 (Neraca Massa) dan luaran 7 (spesifikasi alat)	/
13	10-10-2022	Bimbingan reaktor, tangki, quencher	/
14	10-10-2022	Persetujuan luaran 6 (reaktor)	/
15	1-11-2022	Bimbingan HE dan Penentuan lokasi pabrik dan struktur organisasi	/
16	10-11-2022	Persetujuan luaran 8-13 PEPD - PERANCANGAN PABRIK	/
17	17-11-2022	Persetujuan luaran 14 dan 15	/

Dosen Pembimbing 2

Lucky Wahyu N.S., S.T., M.Eng.