

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA
DAN AIR DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama	: Neva Farel L.	Nama	: R. Sekar Arum
No. Mahasiswa	: 20521047	No. Mahasiswa	: 20521086

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA
DAN AIR DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Neva Farel L. Nama : R. Sekar Arum

No. Mahasiswa : 20521047 No. Mahasiswa : 20521086

Yogyakarta, 24 September 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Neva Farel Liscinta



R. Sekar Arum

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA
DAN AIR DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Neva Farel L.

Nama : R. Sekar Arum

No. Mahasiswa : 20521047

No. Mahasiswa : 20521086

Yogyakarta, 24 September 2024

Pembimbing



Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., Dr.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Neva Farel L.

No. Mahasiswa : 20521047

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, 13 November 2024

Tim Penguji,

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., Dr.

Ketua

Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

Penguji I

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

Penguji II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

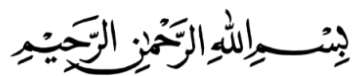
Universitas Islam Indonesia



Soleh Ma'mum, S.T., M.T., Ph.D.

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR



Puji Syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT atas berkat dan anugerah-Nya sehingga Tugas Pra Rancangan Pabrik Kimia dengan judul “**PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**” ini dapat diselesaikan.

Tugas prarancangan ini merupakan salah satu tugas akhir yang dibuat sebagai syarat untuk menyelesaikan program Strata I Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Tugas akhir ini bertujuan untuk melatih penulis menerapkan ilmu yang telah diperoleh dalam sebuah laporan tugas prarancangan pabrik kimia. Pada kesempatan kali ini, penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada pihak yang telah membantu terselesaikannya tugas akhir ini, yaitu:

1. Ibu Ifa Puspasari S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. Bapak Soleh Ma'mum, S.T., M.T., Ph.D selaku Kepala Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., Dr. selaku dosen pembimbing yang telah memberikan bimbingan sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Keluarga penyusun yang sudah memberikan dukungan serta do'a selama proses pengerjaan tugas ini berlangsung.
5. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan tugas akhir ini.

Penyusun menyadari pengerjaan tugas prarancangan pabrik kimia ini masih jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, kritik serta saran yang bersifat membangun diharapkan oleh penyusun. Semoga laporan ini dapat memberikan manfaat bagi penulis dan pembaca.

Yogyakarta, 24 September 2024

Penulis.

HALAMAN PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Karya ini saya persembahkan kepada:

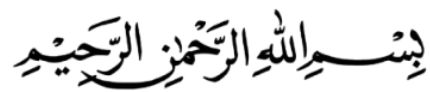
1. Cinta pertamaku, Bapak Joko Siswato yang paling kusayang terima kasih atas segala pengorbanankasih sayang, serta segala bentuk tanggung jawab atas kehidupan layak yang telah bapak berikan. Terima kasih telah menjadi alasan penulis untuk tetap semangat berjuang meraih gelar sarjana yang bapak impikan, semoga bapak bangga dengan usaha dan perjuanganku selama ini, semoga allah senantiasa memberikan bapak kesehatan,umur panjang dan kebahagiaan,amin.
2. Pintu surgaku, Ibu Yeni Marwati tidak ada kata yang sepenuhnya menggambarkan rasa syukur ini. Namun,dengan penuh cinta dan ketulusan terima kasih atas segalanya,terima kasih sudah melahirkan,merawat dan membesarkanku dengan penuh cinta.Terima kasih telah menjadi alasan penulis untuk tetap semangat dan membuktikan kepada ibu bahwa penulis bisa meraih gelar sarjana ini,semoga ibu sehat selalu dan panjang umur, amin.
3. Adik laki-lakiku Fawwaz Azzam, yang selalu menjadi alasan penulis untuk lebih keras lagi dalam berjuang karena dialah termasuk orang yang menjadikan penulis untuk menjadi kuat dan lebih semangat. Raihlah cita-cita yang selama ini diimpikan dan selalu ingat bahwa kakak selalu mendoakan dan menyayangimu
4. Kepada Keluarga Besar Darmo Sumanto terima kasih selalu mendoakan dan menyemangatiku. Semoga kalian selalu diberikan kesehatan, kelancaran rezeki,kemudahan disegala urusan dan selalu dalam lindungan Allah SWT
5. Untuk Ibu Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.,Dr, selaku dosen pembimbing tugas akhir saya. Terima kasih atas bimbingan, arahan, kritik dan saran dan selalu meluangkan waktunya disela kesibukan. Terima kasih banyak ibu, semoga

selalu dilimpahkan kesehatan.

6. Untuk partner seperjuangan tugas akhir, R. Sekar Arum, terima kasih telah berjuang bersama hingga tugas akhir ini dapat diselesaikan tepat waktu, terima kasih telah meluangkan waktu, tenaga dan pikiran, maupun materi.
7. Para sahabat penulis, yakni Alya Nur, Naya Parahita, Raisa Dieta, Septhiana Nur, Terima kasih telah memberikan dukungan dan semangat serta pertemanan yang berharga bagi penulis.
8. Teman-teman seperjuangan, (Lani, Arum, Kinta, Iin), terima kasih sudah selalu kebersamai selama masa perkuliahan ini, terima kasih pengalaman, waktu dan ilmu yang kita jalani bersama-sama.
9. Kepada seseorang yang tak kalah penting kehadirannya, Rais Aryadi yang menjadi salah satu penyemangat karena selalu ada dalam suka maupun duka, selalu kebersamai dihari-hari yang tidak mudah, selalu sabar menghadapi sikapku selama proses pengerjaan tugas akhir ini. Semoga allah menganti berkali-kali lipat kebaikanmu amin.
10. Teman teman teknik kimia 2020 yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terima kasih atas segala dukungan dan motivasinya, dan terima kasih semua memori yang akan selalu terkenang.
11. Terakhir kepada diri sendiri,yang telah bertahan hingga saat ini,disaat tidak percaya terhadap diri sendiri namun tetap mengingat bahwa setiap langkah kecil adalah bagian dari sebuah perjalanan, terima kasih sudah memilih berusaha sampai dititik ini,terima kasih untuk selalu tidak menyerah sesulit apapun proses penyusunan tugas akhir ini dan telah menyelesaikan nya sebaik dan semaksimal mungkin.

(Neva Farel)

HALAMAN PERSEMBAHAN



Alhamdulillahirobbil'alamin.

Puji Syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan Rahmat serta hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini dengan maksimal.

Tiada lembar yang paling indah dalam laporan tugas akhir ini kecuali lembar persembahan. Sebagai ucapan rasa terima kasih tugas akhir ini saya persembahkan untuk:

1. Untuk kedua orang tua saya, Bapa tercinta R. Asmara Supi dan Ibu tercinta Sumi Jayati, yang telah melalui perjuangan, jerih payah untuk memenuhi kebutuhan anaknya agar tidak kekurangan kasih sayang, pendidikan serta materi, ingin anaknya terus berkembang dan melebarkan sayapnya dan bisa berdiri dikaknya sendiri, yang selalu ada dan terus merangkul, dan terus memberi semangat tak pernah lelah untuk terus berjuang untuk kesuksesan dan kebahagiaan anaknya, hingga putrinya mampu menyelesaikan studinya sampai meraih gelar sarjana. Semoga Bapa dan Ibu sehat selalu, panjang umur, serta diberikan kebahagiaan, hingga kelak melihat anaknya mencapai Kesuksesan.
2. Untuk Kakak saya, almarhum R. Nurudin Anjasmara, Terimakasih sudah menjadi kakak sekaligus teman dari kecil sampai sampai besar selalu ada dan menjaga adiknya, Terimakasih atas dukungan, pengorbanan dan kasih sayang yang diberikan, serta semangatnya yang tak pernah luntur, Terimakasih sudah menguatkan saat masih ada dan bahkan sekarang sudah tiadapun kakak tetap menjadi penguat dan salah satu motivasi agar penulis tetap semangat untuk menghadapi semua rintangan yang sudah dilewati maupun yang akan dilewati agar bisa membuat kakak bangga, semua terekam dan terkenang dalam memori untuk kakak yang terhebat yang sangat saya sayangi dan saya cintai semoga Allah memberikan tempat yang terbaik disisiNya.

3. Untuk Adik saya, R. Rizky Wijaya Kusuma, yang sangat saya sayangi dan cintai Terimakasih sudah menjadi Adik yang baik dan berprestasi, Terimakasih sudah menjadi penyemangat, hingga penulis mampu menyelesaikan studinya sampai meraih gelar sarjana, dan terimakasih karena Adik salah satu motivasi untuk kakak terus berjuang meraih kesuksesan agar kelak bisa membantu dan menjadi jembatan untuk adik dalam pendidikan serta meraih cita-cita adik.
4. Untuk Keponakan saya, Ratu Alvira Putri Ramadhan.
5. Untuk Ibu Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., Dr., Selaku dosen pembimbing tugas akhir saya, Terimakasih atas bimbingan, kritik dan saran dan selalu meluangkan waktunya disela kesibukan, Terimakasih banyak Ibu telah sabar dalam membimbing, semoga selalu dilimpahkan kesehatan dan dipermudah segala urusanya.
6. Untuk patner seperjuangan tugas akhir, Neva Farel Liscinta, terimakasih telah berkontribusi dan berjuang bersama hingga tugas akhir ini dapat diselesaikan tepat waktu. Terimakasih atas dukungan dan semangatnya yang tak pernah luntur, terimakasih banyak atas kerja kerasnya sehingga laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan. Sukses selalu kawan.
7. Untuk Sepupu saya, Indah Purnama Sari S.Ak, dan Siti Nurhalizah, Terimakasih telah memberikan semangat serta dukungan baik materi dan non materi, terimakasih memberikan banyak pembelajaran saat ingin masuk kuliah sehingga saya bisa memasuki dunia perkuliahan dan saat ini sudah sampai meraih gelar sarjana, terimakasih sudah hadir seperti kakak sendiri yang selalu mendukung dan menyemangati, terimakasih juga sudah menguatkan dan menjadi panutan.
8. Untuk uak saya, Ibu Sumijayeni, terimakasih doa-doa yang begitu tulus dan sudah menyayangi saya seperti anak sendiri, terimakasih atas dukungan dan semangatnya yang tak pernah luntur, semoga sehat selalu serta diberi umur panjang, dan untuk keluarga besar yang tidak disebutkan satu per satu terimakasih banyak untuk semuanya.
9. Untuk teman seperjuangan, (Bening dan wilda), terimakasih sudah menjadi

bagian indah dari perjalanan dibangku perkuliahan, terimakasih sudah menjadi berwarna dalam pertemanan diperkuliahan ini dan begitu banyak yang sudah kita lewati diperkuliahan dari suka duka senang, saling berbagi cerita dan saling merangkul, terimakasih selalu ada dan saling membantu, saling mengutkan saling meberi semangat, dan saling mendukung sehingga semuanya jadi bermakna, semoga kedepanya kalian bisa menggapai harapan serta cita-cita yang selama ini diimpikan, sukses dan berbahagia selalu kawan.

(R. Sekar Arum)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMPIRAN	xiv
DAFTAR LAMBANG	xvi
ABSTRAK	xviii
ABSTRACT	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas	2
1.3 Tinjauan Pustaka	7
1.4 Tinjauan kinetika dan termodinamika	12
1.5 Pemanfaatan asetilen	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK	15
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Pendukung	15
2.2 Spesifikasi Produk	16
2.3 Pengendalian Kualitas	17
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	19
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	19
3.2 Uraian Proses.....	21
3.3 Spesifikasi Alat Proses	22
3.4 Neraca Massa Alat.....	36
3.5 Neraca Panas Alat	39

3.6	Perencanaan Produksi.....	42
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		44
4.1	Lokasi Pabrik.....	44
4.2	Tata Letak Pabrik	48
4.3	Tata Letak Alat Proses	50
4.4	Organisasi Perusahaan.....	52
BAB V UTILITAS.....		68
5.1	Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air.....	68
5.2	Unit Pembangkit Steam.....	76
5.3	Unit Penyedia <i>Dowtherm</i>	76
5.4	Unit Pembangkit Listrik	77
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	82
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	82
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas.....	88
BAB VI ANALISA EKONOMI.....		113
6.1	Metode Penafsiran Harga	113
6.2	Harga Peralatan	114
6.3	Perhitungan Biaya	116
6.4	Analisa Kelayakan.....	118
6.5	Hasil Perhitungan	120
6.6	Analisa Keuntungan	123
BAB VII PENUTUP		125
DAFTAR PUSTAKA		126
LAMPIRAN A		128
LAMPIRAN B		146
LAMPIRAN C		147

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Asetilen di Indonesia	2
Tabel 1.2 Data Ekspor Asetilena di Indonesia	3
Tabel 1.3 Data Konsumsi Asetilena di Indonesia	4
Tabel 1.4 Data pabrik asetilen di Indonesia	5
Tabel 1.5 Data pabrik kalsium karbida di Indonesia.....	5
Tabel 1.6 Perbandingan proses pembuatan asetilena.....	11
Tabel 1.7 Data entalpi, energi bebas Gibbs, dan entropi	12
Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor 1	36
Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor 2	37
Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor 3	37
Tabel 3.4 Neraca Massa Centrifuge	38
Tabel 3.5 Neraca Massa Mixer	38
Tabel 3.6 Neraca Massa Menara Distilasi.....	39
Tabel 3.7 Neraca Panas Reaktor 1	39
Tabel 3.8 Neraca Panas Reaktor 2	39
Tabel 3.9 Neraca Panas Reaktor 3	40
Tabel 3.10 Neraca Panas Centrifuge.....	40
Tabel 3.11 Neraca Panas Mixer	40
Tabel 3.12 Neraca Panas Menara Distilasi	41
Tabel 3.13 Neraca Panas Cooler 1	41
Tabel 3.14 Neraca Panas Cooler 2	41
Tabel 3.15 Neraca Panas Heat Exchanger 1	42
Tabel 3.16 Neraca Panas Heat Exchanger 2	42
Tabel 3.17 Kebutuhan Bahan Baku	42
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Pabrik	49
Tabel 4.2 Jadwal Pembagian Kelompok <i>Shift</i>	63
Tabel 4.3 Jumlah Karyawan Menurut Jabatannya	65
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Proses	68

Tabel 5.2 Air Untuk Berbagai Kebutuhan	69
Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air	69
Tabel 5.4 Kebutuhan steam sebagai media pemanas	76
Tabel 5.5 Jumlah Kebutuhan Dowtherm	77
Tabel 5.6 Peralatan proses produksi.....	78
Tabel 5.7 Peralatan proses produksi.....	78
Tabel 5.8 Pemakaian listrik untuk penerangan	79
Tabel 5.9 Perincian Kebutuhan Listrik	81
Tabel 6.1 Chemical engineering Plant Cost Index untuk All Industry	113
Tabel 6.2 Harga Peralatan Alat Proses.....	114
Tabel 6.3 Harga Peralatan Utilitas	115
Tabel 6.4 Physical Plant Cost.....	120
Tabel 6.5 Fixed Capital Investment	121
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost	121
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost	122
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost	122
Tabel 6.9 Working Capital Investment	122

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor dan Proyeksi Impor Asetilen di Indonesia	3
Gambar 1.2 Grafik Ekspor dan Proyeksi Ekspor Asetilen di Indonesia	4
Gambar 1.3 Grafik Konsumsi dan Proyeksi Konsumsi Asetilen di Indonesia	5
Gambar 1.4 Blok diagram pembuatan etilen dengan proses kering.....	7
Gambar 1.5 Blok diagram pembuatan etilen dengan proses oksidasi parsial	9
Gambar 1.6 Blok diagram pembuatan etilen dengan proses pirolisis.....	10
Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif	19
Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif	20
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik	48
Gambar 4.2 Layout Pabrik Asetilen Skala 1 : 1000.....	51
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 400	52
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik Asetilen.....	56
Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi	124

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A	128
LAMPIRAN B	146
LAMPIRAN C	147

DAFTAR LAMBANG

T	: Temperature, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: 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
R	: Jari- jari, in
P	: Power motor, Hp
ts	: Tebal shell, in
ΔP	: Pressure drop, psia
ID	: Inside diameter, in
OD	: Outside diameter, in
Th	: Tebal head, in
Re	: Bilangan Reynold
f	: Allowable stress, psia

icr	: Jari-jari sudut dalam, in
L	: Lebar pengaduk, m
N	: Kecepatan putaran, rpm
UD	: Koefisien perpindahan panas overall HE, Btu/jam ft ² .°F
UC	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft ² .°F
P	: Panjang, m
l	: Lebar, m
x	: Konversi, %
E	: Efisiensi sambungan
k	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² .°F
K	: Konstanta kinetika reaksi
R	: Tatapan konstan gas
Sg	: Specific gravity
LMTD	: Long Mean Temperature Different, °F

ABSTRAK

Pabrik asetilen dirancang dengan kapasitas 5.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah kalsium karbida dan air. Pabrik kimia ini direncanakan didirikan di daerah Brondong, Gresik, provinsi Jawa Timur, pada tahun 2023 dan mulai beroperasi pada tahun 2028. Kebutuhan Bahan baku kalsium karbida sebanyak 1.962,12 kg/jam atau dan air 17.659,1086 kg/jam. Proses produksi dilakukan di dalam reaktor aliran tangki berpengaduk dengan kondisi operasi suhu 150 ° C dan tekanan sekitar 1 atm, serta digunakan jaket sebagai pendingin reaktor. Untuk mendapatkan produk asetilen, reaksi dilanjutkan dengan laju konversi 99%. Kebutuhan utilitas meliputi air proses sebanyak 21.190,9303 kg/jam, *dowtherm A* 114.399,0761 kg/jam, dan 262,243 kW tenaga listrik yang disediakan oleh PLN dan juga perlu generator sebagai cadangan. Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan struktur organisasi line and staff. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan shift dan non-shift. Dari analisis ekonomi diperoleh modal tetap sebesar Rp 31.695.726.388,28 dan modal kerja sebesar Rp 109.937.991.110. Diperoleh ROI (Return on Investment) sebelum pajak sebesar 15,80%, ROI setelah pajak sebesar 12,64%. POT (Pay Out Time) sebelum pajak sebesar 4,20 tahun, POT setelah pajak 4,85 tahun dengan BEP (Break Even Point) sebesar 48,73%, SDP (Shut Down Point) sebesar 16,27%, dan DCFR (Discount Cast Flow of Return) sebesar 22,68%. Berdasarkan hasil evaluasi tersebut, maka Pabrik Asetilen dengan kapasitas 5.000 ton/tahun dinilai layak dikaji lebih lanjut.

Kata kunci: Asetilen, Kalsium Karbida, Utilitas

ABSTRACT

The acetylene plant is designed with a capacity of 5,000 tons per year. The raw materials used are calcium carbide and water. This chemical plant is planned to be established in the Brondong area, Gresik, East Java province, in 2023, and to begin operations in 2028. The raw material requirements include calcium carbide at 1,962.12 kg/hour and water at 17,659.1086 kg/hour. The production process takes place in a stirred tank reactor under operating conditions of 150 °C and approximately 1 atm pressure, with a jacket used for reactor cooling. To obtain acetylene, the reaction is continued with a conversion rate of 99%. Utility requirements include process water at 21,190.9303 kg/hour, dowtherm A at 114,399.0761 kg/hour, and 262.243 kW of electrical power provided by PLN, along with a generator as a backup. The chosen form of the company is a Limited Liability Company (PT), with a line and staff organizational structure. The employee work system is based on a division of work hours that includes shift and non-shift workers. From the economic analysis, the fixed capital is obtained at IDR 31,695,726,388.28 and working capital at IDR 109,937,991,110. The ROI (Return on Investment) before tax is 15.80%, and after tax, it is 12.64%. The POT (Pay Out Time) before tax is 4.20 years, and after tax, it is 4.85 years, with a BEP (Break Even Point) of 48.73%, SDP (Shut Down Point) of 16.27%, and DCFR (Discounted Cash Flow Return) of 22.68%. Based on these evaluation results, the Acetylene plant with a capacity of 5,000 tons per year is deemed feasible for further study.

Key word: Acetilene, Calcium Carbide, Utility

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar belakang

Sebagai negara berkembang, Indonesia terus berupaya meningkatkan pembangunan di berbagai sektor, termasuk industri. Salah satu fokus utama pembangunan adalah pada industri nonmigas yang memiliki potensi besar untuk membuka lapangan kerja dan mendorong pertumbuhan ekonomi. Dari data Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukkan bahwa pertumbuhan industri nonmigas pada triwulan III tahun 2017 mengalami peningkatan signifikan sebesar 5,49% dari nilai sebelumnya pada triwulan II tahun 2017 yang hanya sebesar 3,89% (BPS, 2018). Dengan demikian, penting bagi Indonesia untuk terus meningkatkan kualitas dan kuantitas produk serta jasa yang dihasilkan agar dapat bersaing secara global, terutama dengan negara-negara maju dalam sektor industri.

Salah satu bahan kimia yang memiliki peran penting dalam industri adalah asetilena. Asetilena merupakan hidrokarbon sederhana dengan ikatan rangkap tiga dan rumus kimia C_2H_2 . Meskipun sederhana, asetilena memiliki sifat yang tak jenuh, tidak stabil, dan sangat reaktif. Hal ini membuatnya menjadi bahan baku yang penting dalam produksi berbagai bahan kimia komoditas. Dengan massa molekul sebesar 26,0379 gr/mol, titik didih 189,15 K (-84,0°C), dan temperatur kritis 308,32 K (35,17°C), asetilena telah dikenal sejak pertengahan abad ke-19 dan terus menjadi komponen kunci dalam industri kimia (Elvers, 1991).

Sementara itu, dengan meningkatnya permintaan akan energi dan penurunan produksi minyak dan gas konvensional, gas alam menjadi alternatif yang signifikan. Pengembangan shale gas, salah satu bentuk gas alam, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan energi sambil mengurangi dampak lingkungan negatif. Gas alam, termasuk shale gas, dianggap sebagai sumber energi yang bersih dan efisien, serta dapat membantu mengurangi ketergantungan pada bahan bakar fosil lainnya, mengurangi polusi udara, dan emisi gas rumah kaca (Yan, 2016).

Dalam konteks ini, penggunaan asetilena sangat beragam. Sekitar 80% digunakan sebagai bahan baku dalam manufaktur berbagai produk kimia, sementara sisanya digunakan sebagai bahan bakar untuk proses pemotongan dan pengelasan logam. Dengan meningkatnya pertumbuhan industri di Indonesia, kebutuhan akan asetilena terus bertambah, mendorong perlunya pengembangan lebih lanjut dalam produksi dan pemanfaatannya (Vladimir et.al., 2018).

Dalam era globalisasi ini, Indonesia terus berusaha untuk berkembang dan mandiri di berbagai sektor, termasuk industri kimia. Pendirian pabrik-pabrik kimia, termasuk pabrik asetilena, diharapkan dapat mengurangi ketergantungan pada impor bahan kimia dari luar negeri, serta meningkatkan devisa negara melalui ekspor produk-produk kimia. Langkah-langkah ini juga diharapkan dapat mendukung pertumbuhan industri dalam negeri dan menciptakan lapangan kerja bagi masyarakat.

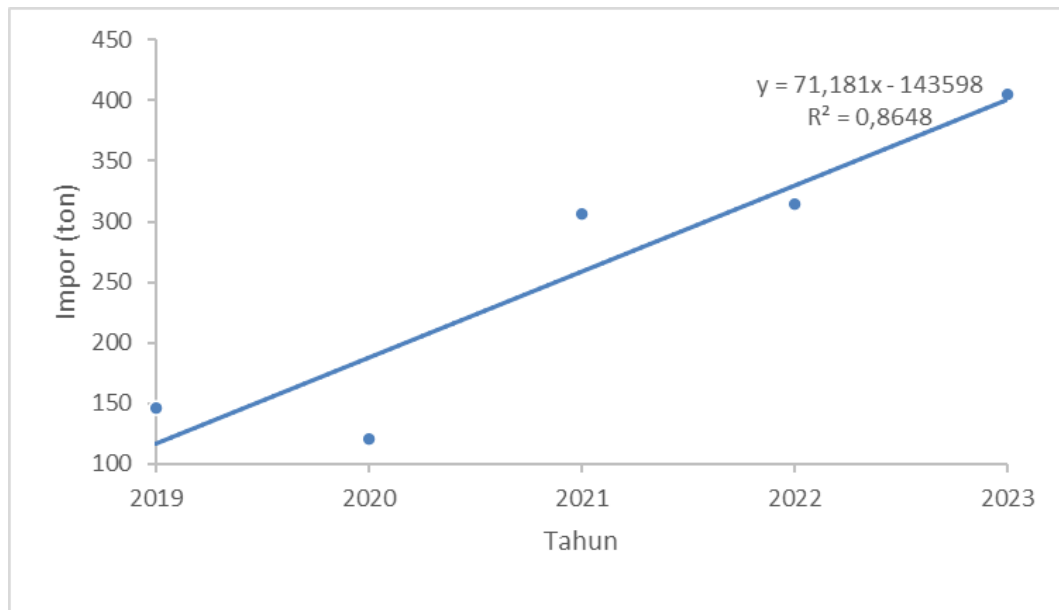
1.2 Penentuan Kapasitas

Berdasarkan kenaikan kebutuhan asetilen yang dapat dilihat dengan kenaikan jumlah impor asetilen dalam 5 tahun belakangan ini, maka perlu didirikan pabrik untuk memenuhi kebutuhan asetilen dalam negeri, juga dapat meningkatkan ekspor. Kebutuhan jumlah asetilen yang diimpor sejak 5 tahun belakangan ini dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Data Impor Asetilen di Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)
2019	146.430
2020	120.736
2021	306.522
2022	314.215
2023	405.595
Total	1.293.498
Kenaikan Rata-rata (i)	258.699,6

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)

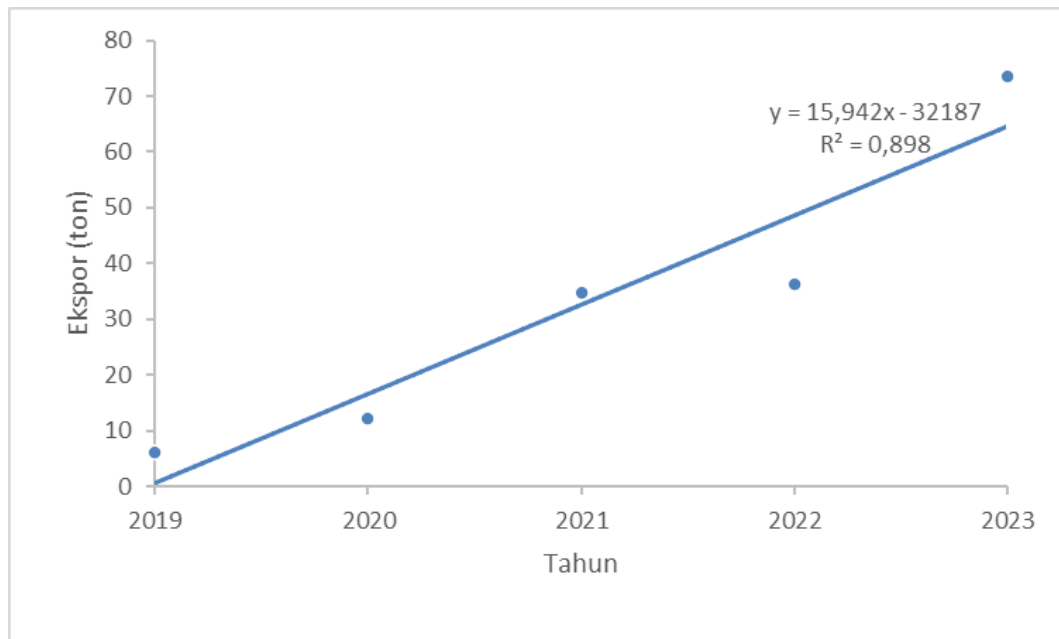


Gambar 1.1 Grafik Impor dan Proyeksi Impor Asetilen di Indonesia

Tabel 1.2 Data Ekspor Asetilena di Indonesia

Tahun	Ekspor (ton/tahun)
2019	5,9639
2020	12,185
2021	34,771
2022	36,205
2023	73,666
Total	162,791
Kenaikan Rata-rata (i)	32,558

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)

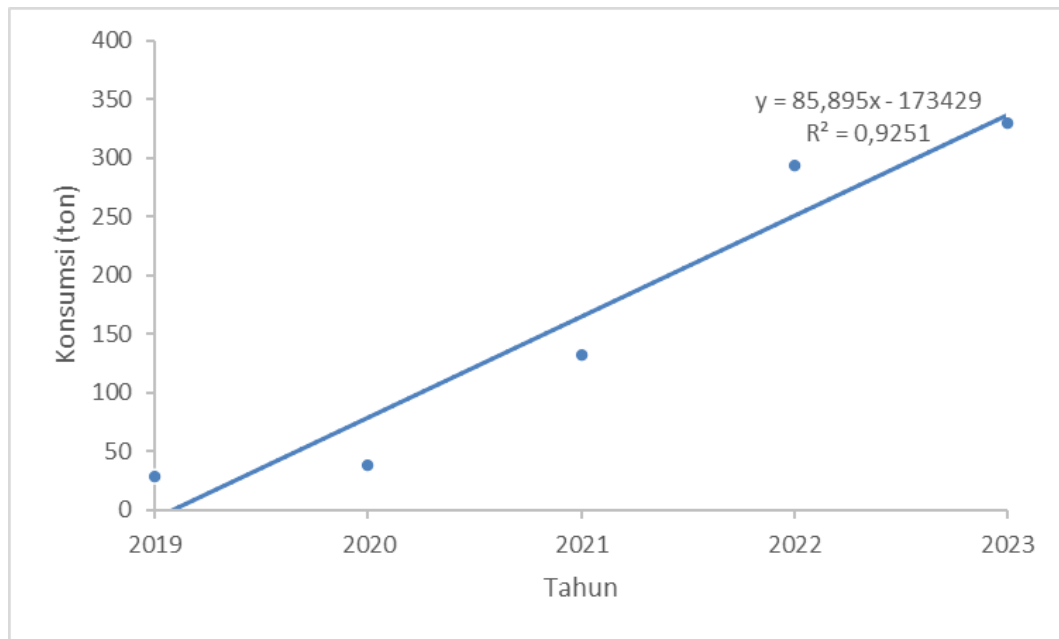


Gambar 1.2 Grafik Ekspor dan Proyeksi Ekspor Asetilen di Indonesia

Tabel 1.3 Data Konsumsi Asetilena di Indonesia

Tahun	Konsumsi (ton/tahun)
2019	28,903
2020	37,874
2021	131,86
2022	294,012
2023	330,309
Total	822,958
Kenaikan Rata-rata (i)	164,592

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)



Gambar 1.3 Grafik Konsumsi dan Proyeksi Konsumsi Asetilen di Indonesia

Tabel 1.4 Data pabrik asetilen di Indonesia

Nama Pabrik	Kapasitas
PT Samator Gas Industri	1.408 ton/tahun
PT Surya Biru Murni	423,5 ton/tahun

(Sumber: Daftar Inventaris Barang/Jasa Produksi dalam Negeri, 2024)

Data ketersediaan kalsium karbida sebagai bahan baku utama pada pembuatan asetilen di Indonesia adalah sebagai berikut

Tabel 1.5 Data pabrik kalsium karbida di Indonesia

Nama Pabrik	Kapasitas
Emdeki Utama	53.000 ton/tahun

(Sumber: Daftar Inventaris Barang/Jasa Produksi dalam Negeri, 2024)

Penentuan kapasitas produksi dari data impor, ekspor, konsumsi, dan produksi di Indonesia tahun 2019-2023 dapat dilihat pada tabel 1.1 hingga 1.4. Maka dapat diperkirakan jumlah kapasitas produksi asetilen pada tahun 2029 saat pabrik didirikan, yaitu dengan menggunakan *discounted method* menggunakan persamaan berikut ini (Ulrich, 1984):

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

Dimana:

F: Nilai kebutuhan pada tahun ke-n

P: Besarnya data pada tahun terakhir dalam sumber data (ton/tahun)

i: Kenaikan data rata-rata

n: Selisih tahun (tahun ke-n)

Perkiraan impor asetilen pada tahun pada tahun 2029 sebagai berikut:

$$F_1 = 405,595 (1 + (33,58\%))^5$$

$$F_1 = 1.725,336 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan ekspor asetilen pada tahun pada tahun 2029 sebagai berikut:

$$F_4 = 73,666 (1 + (79,45\%))^5$$

$$F_4 = 1.370,947 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan konsumsi asetilen pada tahun pada tahun 2029 sebagai berikut:

$$F_5 = 330,309 (1 + (82,90\%))^5$$

$$F_5 = 6.761,063 \text{ ton/tahun}$$

Peluang kapasitas produksi asetilen pada tahun 2029 (F_3) dapat ditentukan dengan persamaan:

$$F_1 + F_2 + F_3 = F_4 + F_5$$

Keterangan:

F_1 : Nilai impor 2029 (ton/tahun)

F_2 : Nilai produksi pabrik dalam negeri (ton/tahun)

F₃: Proyeksi kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029 (ton/tahun)

F₄: Nilai ekspor tahun 2029 (ton/tahun)

F₅: Nilai konsumsi tahun 2029 (ton/tahun)

Sehingga

$$F_3 = (F_4 + F_5) - (F_1 + F_2)$$

$$F_3 = ((1.370,947 + 6.761,063) - (1.725,336 + 1.831,5))$$

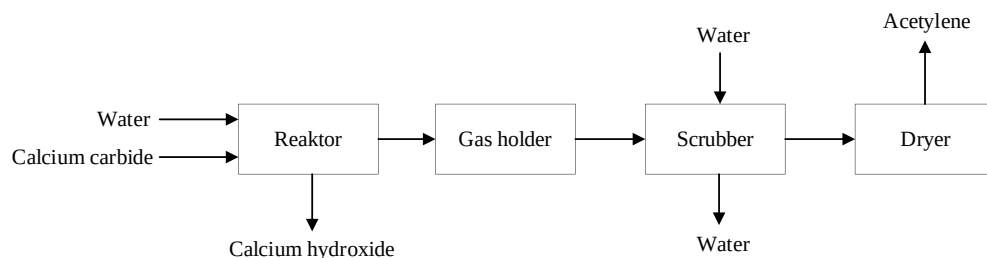
$$F_3 = 4.575,174 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan data-data sebelumnya, proyeksi kemungkinan kapasitas pabrik asetilen pada tahun 2029 di Indonesia untuk skala lokal, akan diambil kapasitas sebesar 5.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

Ada tiga proses utama dalam produksi asetilen yaitu proses kering dengan kalsium karbida, proses partial oksidasi dari gas alam, dan proses pirolisis atau proses Wulff. Diantara proses produksi asetilena tersebut, proses kering dengan menggunakan kalsium karbida menghasilkan yield sebesar 93-95% sehingga dianggap memiliki efektifitas dan efisiensi yang tinggi, juga memiliki proses sederhana. Proses kering menghasilkan produk samping berupa Ca(OH)_2 (Ullmann's, 1988).

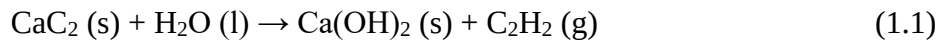
1. Proses kering



(Sumber : US Patent No. 2422623A).

Gambar 1.4 Blok diagram pembuatan etilen dengan proses kering

Pembuatan asetilen dengan proses kering melibatkan reaksi antara kalsium karbida dan air. Proses ini dilakukan dengan mencampur air dan kalsium karbida dalam dua reaktor yang disusun secara seri. Reaksi kimia yang terjadi adalah:



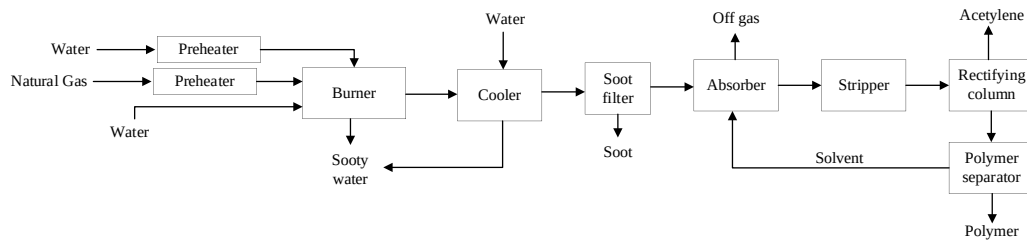
Kondisi optimum yang bisa digunakan untuk reaksi ini adalah 50-90°C pada tekanan 1 atm, menghasilkan asetilena dengan yield 93% - 95%. Katalis yang tepat diperlukan untuk mendapatkan hasil yang tinggi (Lu et.al., 2020).

Dalam proses ini, kalsium karbida dan air terlebih dahulu dimasukkan ke dalam reaktor pada kondisi operasi 150°C dan tekanan dibawah 15 psi (100 kPa) atau 204 kPa. Pada proses kering, digunakan bahan baku kalsium karbida dengan air dengan perbandingan bahan baku 1:1 berat (Keyes and Clark's, 1975).

Kontrol mutlak terhadap penambahan air sangat penting dan massa reaksi kalsium hidroksida kering dan karbida yang tidak bereaksi secara terus menerus dihilangkan untuk mencegah panas berlebih yang berbahaya dan pembentukan produk samping polimer yang tidak diinginkan. Sering aliran gas untuk menghilangkan debu kapur. Hasil samping kapur kering dinilai lebih menguntungkan dibanding produk hasil samping kapur basah. Kapur dari generator kering sangat halus dan harus disimpan dalam silo atau terlindung dari angin. Pengangkutan dilakukan harus menggunakan wadah tertutup (Kirk-Othmer, 1981).

Produk overhead reaktor dalam bentuk CaC_2 , C_2H_2 dan impurities diteruskan ke scrubber menggunakan air dan larutan soda kaustik atau diserap menggunakan FeO atau senyawa klor aktif CaC_2 dari gas C_2H_2 dapat dipisahkan dengan menggunakan penambahan air. Hasil dalam bentuk gas kemudian diumpankan ke dryer. Sedangkan produk bawah menghasilkan produk samping berupa $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

2. Proses oksidasi parsial hidrokarbon



(Sumber : Bachtler et.al., 2011).

Gambar 1.5 Blok diagram pembuatan etilen dengan proses oksidasi parsial

Salah satu metode paling penting dalam proses industri fase gas adalah oksidasi parsial untuk mengubah bahan baku hidrokarbon menjadi bahan kimia lainnya. Proses oksidasi parsial berlangsung pada suhu yang tinggi, yaitu di atas 1500°C. Produk dari proses ini adalah gas H₂, CO, CO₂, H₂O, C₂H₂, C₂H₄. Umumnya hasil asetilena yang tinggi pada kondisi pembakaran hidrokarbon dimana tersedia sedikit oksigen (kekurangan oksigen sub stoikiometri) atau ketika oksigen yang digunakan untuk mengoksidasi metana sudah habis. Pada proses oksidasi metana, panas hasil reaksi digunakan untuk memecah sisa metana menjadi produk berupa asetilena. Proses ini terjadi dalam jangka waktu yang singkat (milidetik) dan dalam kondisi yang jauh dari keseimbangan (Savchenko et.al., 2019).

Produk hasil reaktor harus segera didinginkan dengan menyemprotkan air karena reaksi berlangsung pada suhu tinggi. Pendinginan ini terjadi dengan cepat dan dapat mencapai suhu 90°C (Bachtler et.al., 2011).

Proses reaksi oksidasi parsial metana dengan oksigen terdiri dari beberapa tahap:

- Pembakaran Sebagian (partial oxidation)

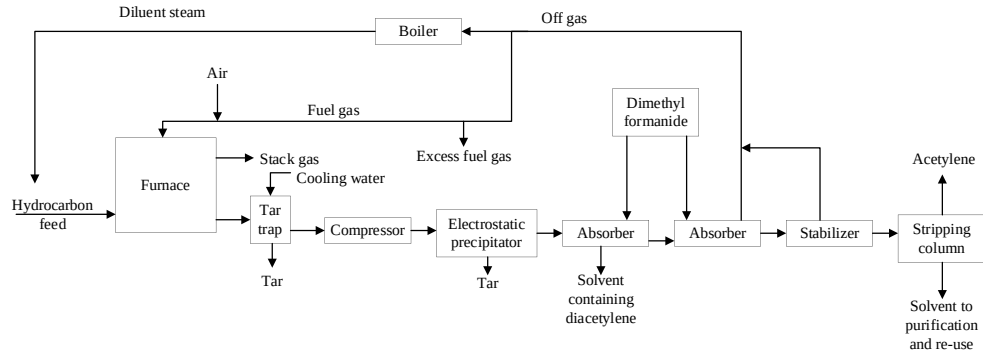


- Perengkahan Metana (thermal cracking)





3. Proses pirolisis / proses wulff



(Sumber : Keyes and Clark's, 1975).

Gambar 1.6 Blok diagram pembuatan etilen dengan proses pirolisis

Asetilena dapat diproduksi melalui pirolisis hidrokarbon tertentu contohnya adalah metana, etana, propana, butana, etilen, dan gas alam. Dalam proses Wulff, pirolisis terjadi dalam tungku yang berisi batu bata yang dipanaskan. Batu bata tersebut dipanaskan dengan membakar gas di dalam tungku. Setelah gas pirolisis hilang, gas tersebut dialirkan ke scrubber dan purifier untuk memperoleh asetilena (Keyes and Clark's, 1975).

Gas alam dimasukkan ke boiler dan dilarutkan menggunakan steam dengan perbandingan 1:8, dan gas tersebut keluar dari boiler pada suhu 370 °F. Keluaran boiler diumpankan ke dalam tungku pembakaran (furnace), dan dibakar dengan udara pada temperatur 1315°C. Gas yang dihasilkan sebagai hasil pirolisis kemudian dipadamkan dalam alat penangkap tar, dimana steam dan beberapa tar dipisahkan dari gas (Keyes and Clark's, 1975).

Reaksi yang terjadi:



Yield yang dihasilkan berkisar hingga 25-50%. Produk dari tungku dikompresi pada tekanan atmosfer oleh kompressor sebelum disalurkan ke dalam Electrostatic Precipitator (EP) untuk memisahkan partikel kotoran yang masih terikat pada gas.

Setelah melalui EP, gas tersebut dialirkan ke absorber I untuk direaksikan dengan dimetilformamida. Hasilnya adalah larutan diacetylene yang terdapat pada produk bawah absorber I. Sementara itu, pada absorber II, sebagian gas yang tidak terserap dikembalikan ke boiler dan sisanya dialirkan kembali ke tungku. Produk bawah dari absorber II berupa larutan asetilena yang kemudian dialirkan ke stabilizer. Di sana, komponen yang mudah larut dipisahkan melalui kolom stripping untuk proses pemurnian. Produk gas asetilena yang murni diambil dari bagian atas kolom stripping, sedangkan larutan hasil pemisahan dibawa ke unit recovery untuk proses lanjutan. Asetilena yang dihasilkan dalam proses ini memiliki tingkat kemurnian antara 98,5 hingga 99,3%. (Keyes and Clark's, 1975).

Tabel 1.6 Perbandingan proses pembuatan asetilena

Proses	Kering	Oksidasi parsial	Pirolisis
Bahan baku	Kalsium karbida	Hidrokarbon	Hidrokarbon
Suhu (°C)	50 – 70	>1.500	1315
Tekanan (Atm)	1	25	600
Konversi (%)	99	81-90	
Yield (%)	93 – 95	30	25 - 50
Pemakaian katalis	Tembaga (Cu)	-	-
Pemisahan	Filtrasi, sedimentasi, evaporasi, kondensasi	Evaporasi dan absorpsi	Evaporasi dan absorpsi
Fase	Padat, cair	Gas	Gas
Produk samping	Ca(OH) ₂	H ₂	CH ₄

Dari hasil uraian di atas, maka dipilih proses kering dengan pertimbangan sebagai berikut:

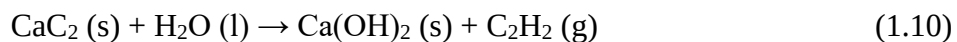
1. Tingkat yield yang didapatkan lebih tinggi

2. Kondisi operasi yang lebih rendah sehingga mempermudah proses pengendalian/ maintenance serta tidak membutuhkan banyak energi.
3. Konversi yang dihasilkan lebih tinggi sehingga bahan baku dapat bereaksi dengan sempurna.

1.4 Tinjauan kinetika dan termodinamika

- Tinjauan termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk memahami karakteristik reaksi, apakah bersifat endotermis atau eksotermis, serta apakah reaksi tersebut berlangsung secara spontan atau tidak. Persamaan reaksi yang terjadi:



Data entalpi, energi bebas Gibbs, dan entropi dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.7 Data entalpi, energi bebas Gibbs, dan entropi

Senyawa	ΔH°_{298} (kJ/mol)	ΔG°_{298} (kJ/mol)	ΔS°_{298} (J/K.mol)
CaC ₂	-59,8312	-64,852	69,95648
H ₂ O	-241,8	-228,6	188,7
Ca(OH) ₂	-986,1688	-898,514	83,38712
C ₂ H ₂	227,48	209,97	200,9

Sifat eksotermis atau endotermis dari suatu reaksi dapat diidentifikasi melalui perhitungan nilai panas pembentukan standar.

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{298} &= \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^\circ_f \text{ Ca}(\text{OH})_2 + \Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_2) - (\Delta H^\circ_f \text{ CaC}_2 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) \\
 &= (-986,1688 + 227,48) - (-59,8312 + -241,8) \\
 &= -758,6888 - (-301,6312) \\
 &= -457,0576 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai ΔH°_{298} yang negatif, sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi tersebut bersifat eksotermis (melepaskan panas). Untuk

menentukan apakah reaksi bersifat spontan atau tidak, perlu menghitung perubahan energi Gibbs seperti berikut:

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ} &= \sum \Delta G^{\circ} \text{ produk} - \sum \Delta G^{\circ} \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^{\circ} \text{ Ca(OH)}_2 + \Delta G^{\circ} \text{ C}_2\text{H}_2) - (\Delta G^{\circ} \text{ CaC}_2 + \Delta G^{\circ} \text{ H}_2\text{O}) \\ &= (-898,514 + 209,97) - (-64,852 + -228,6) \\ &= -688,544 - (-293,452) \\ &= -395,092 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan, nilai ΔG° adalah negatif, sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi berlangsung secara spontan.

Untuk mengetahui arah reaksi reversible atau irreversible, maka dihitung harga konstanta kesetimbangannya dengan menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ} &= R T \ln K \\ \ln K &= \frac{\Delta G^{\circ}}{R T} \\ &= \frac{-395,092 \text{ kJ/mol}}{8,31314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K} \times 298,15 \text{ K}} \\ \ln K &= -1,59 \times 10^2 \\ K &= 5,9138 \times 10^{-70}\end{aligned}$$

Untuk mencari K pada temperatur reaksi digunakan persamaan dibawah ini:

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

(Smith Van Ness, 1949)

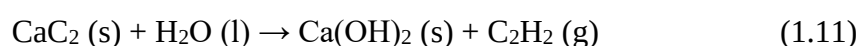
Pada suhu 70°C (343,15 K), besarnya konstanta kesetimbangan dihitung sebagai berikut:

$$\ln \left(\frac{K}{5,91 \times 10^{-70}} \right) = -\frac{-457,06 \text{ kJ/mol}}{8,31 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \times \left(\frac{1}{343,15} - \frac{1}{298,15} \right)$$

$$K_{343,15} = 9,489 \times 10^{29}$$

Karena nilai konstanta kesetimbangan sangat besar, maka reaksi berlangsung secara satu arah (irreversibel).

- Tinjauan kinetika



Berdasarkan reaksi diatas, didapatkan orde reaksi adalah satu dengan persamaan:

$$r_A = \left(\frac{1}{V}\right) \left(\frac{dn_A}{dt}\right)$$

Dimana, r_A : rate reaksi berdasarkan komponen A

V : total volume reacting system

n_A : mol A pada waktu t

$\frac{dn_A}{dt}$: total konsentrasi (mol/s)

Didapatkan nilai $r_A = 9,047 \times 10^{-5}$ mol/L.s

Percobaan dilakukan menggunakan 3g CaC_2 dan 55 ml air, sehingga menghasilkan gas asetilena sebanyak 625 ml dengan nilai K yang didapatkan adalah 2,45 (Sherathiya, *et al*, 2020).

1.5 Pemanfaatan asetilen

Asetilena memiliki berbagai kegunaan yang luas dalam industri. Salah satunya adalah digunakan dalam pengelasan, baik untuk memotong maupun menyambung logam. Selain itu, asetilena merupakan bahan baku penting dalam pembuatan berbagai produk seperti baterai, pelarut, plastik, dan karet sintetis. Asetilena juga dimanfaatkan sebagai sumber penerangan. Dalam bidang kimia, asetilena menjadi bahan baku dalam pembuatan vinyl chloride monomer (VCM), etilen, asetaldehid, aseton, vinil asetat, vinil florida, pelarut klorin, acrylates, acetonitrile, polyvinyl pyrrolidone, trichloroethylene, 2-chloro-1,3-butiene, neoprene, dan asam asetat. Selain itu, asetilena digunakan sebagai bahan baku untuk sintesis butynediol dan 1,4-butanediol, yang penting dalam produksi poliester termoplastik (Kirk-Othmer, 1981).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Pendukung

Kalsium karbida (CaC_2)

Sifat Fisika

Rumus Molekul	: CaC_2
Massa molar	: 64,10 gr/mol
Bentuk	: Padat tidak berwarna dan berbau
Titik leleh	: 2300 °C
Panas spesifik, Cp	: 74,9 J/mol.K
Specific gravity pada 15 °C	: 2,34
Viskositas 87%	: 1700 Cp
Panas pembentukan ΔH_f	: -59±8 kJ/mol
Ukuran	: 80-180 mm
Kualitas komposisi dalam industri	: 80% CaC_2 , 15% CaO, 5% pengotor lainnya (PH_3 , H_2S , NH_4 , AsH_3) (Ullman's, 1988 dan Kirk-Othmer,1981)

Air (H_2O)

Sifat Fisika

Rumus molekul	: H_2O
Berat molekul	: 18,015 g/gmol
Bentuk dan warna	: Cairan bening tidak berwarna
pH	: 7
Titik didih, 1 atm	: 100 °C
Titik lebur , 1 atm	: 0 °C
Densitas (3.98 °C)	: 0,99997 g/cm ³
Viskositas, 25 °C	: 0,8949 CP
Kapasitas panas (Cp) , 25 °C	: 4,17856 J/g.K

(Kirk-Othmer,1981)

Aseton (CH_3COCH_3)

Sifat Fisika

Rumus molekul	: CH_3COCH_3
Berat molekul	: 58,08 g/gmol
Bentuk dan warna	: Cairan bening tidak berwarna
Titik didih, (101,3 Kpa)	: 56,29 °C
Titik lebur , (101,3 Kpa)	: -94,6 °C
Temperatur kritis	: 235 °C
Tekanan kritis	: 4.701 kPa
Triple point temperature	: -94,7 °C
Triple point pressure	: 2,594 Pa
Densitas (20 °C)	: 0,873 g/cm ³
Viskositas, 20 °C	: 0,32 cp
Panas spesifik gas (C_p) , 102 °C	: 92,1 J/mol.K

(Kirk-Othmer,1981)

2.2 Spesifikasi Produk

Asetilena (C_2H_2)

Sifat Fisika

Rumus molekul	: C_2H_2
Berat molekul	: 26,04 g/gmol
Bentuk, warna, bau	: Gas tidak berwarna dan berbau, mudah terbakar, berbau seperti bawang.
Titik cair	: -08,8 °C
Titik didih	: -80,4 °C
Suhu kritis pada	: 35,2 °C
Tekanan kritis	: 6.190 kPa (61,1 atm)
Tekanan uap cair (20 °C)	: 4.406 kPa (43,5atm)
Densitas gas (1 bar, 288.15 K)	: 1,095 kg/m ³

Densitas cairan (273.15 K)	: 465,2 kg/m ³
Kelarutan dalam air (20 °C, 101 kPa)	: 1,23 g/L
Kelarutan dalam acetone (15 atm)	: 1 kg/kg
Kapasitas panas, Cp (20 °C, 101 kPa)	: 43,91 J/mol °C
Panas pembentukan, ΔHf pada 0 °C	: 227,1 kJ/mol / 54,3 kcal/mol
Grade, Teknis	: 99,5%

(Kirk-Othmer, 1981, Keyes dan Kark, 1975, dan Ullman's, 1988)

Kalsium hidroksida Ca(OH)₂

Sifat Fisika

Rumus molekul	: Ca(OH) ₂
Berat molekul	: 74,093 g/gmol
Bentuk, warna, bau	: padat (serbuk), putih, tidak berbau
pH	: 12,4 (Basa)
Densitas	: 2,24 g/mL
Kelarutan dalam air (0 °C)	: 1,85 g/L
Kapasitas panas, Cp (0 °C)	: 1.130 J/kg K
Kekerasan	: 2 dan 3 Mohs
Panas pembentukan, ΔHf pada 0 °C	: 227,1 kJ/mol / 54,3 kcal/mol

(Ullman's, 1988)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku dan pengendalian kualitas proses. Untuk mengatur dan mengendalikan kondisi operasi peralatan sehingga didapatkan produk sesuai dengan yang diharapkan maka diperlukan adanya alat kontrol dan instrumentasi. Instrumentasi ini dapat merupakan suatu petunjuk (*indicator*), suatu perekam (*recorder*) atau suatu pengontrol (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu di kontrol seperti temperatur, tekanan, ketinggian cairan, kecepatan alir.

Variabel yang termasuk dalam pengoprasian pabrik adalah C (konsentrasi), F (laju alir), P (tekanan), dan T (temperature). Variabelvariabel tersebut dibedakan menjadi 2 kelompok, yaitu variabel output dan variabel input.

Variabel output adalah variabel yang menunjukkan dampak lingkungan dari proses kimia. Dan variabel input adalah variabel yang menunjukkan pengaruh lingkungan terhadap proses kimia yang bersangkutan.

Dengan penggunaan alat-alat kontrol ini diharapkan tercapai hal-hal berikut:

1. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki.
2. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman.
3. Kualitas produksi lebih terjamin.
4. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi-kondisi yang berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan sehingga lebih terjamin keselamatan kerja.
6. Efisiensi akan lebih meningkat.

Beberapa alat kontrol atau instrumen yang digunakan pada pabrik ini sebagai berikut:

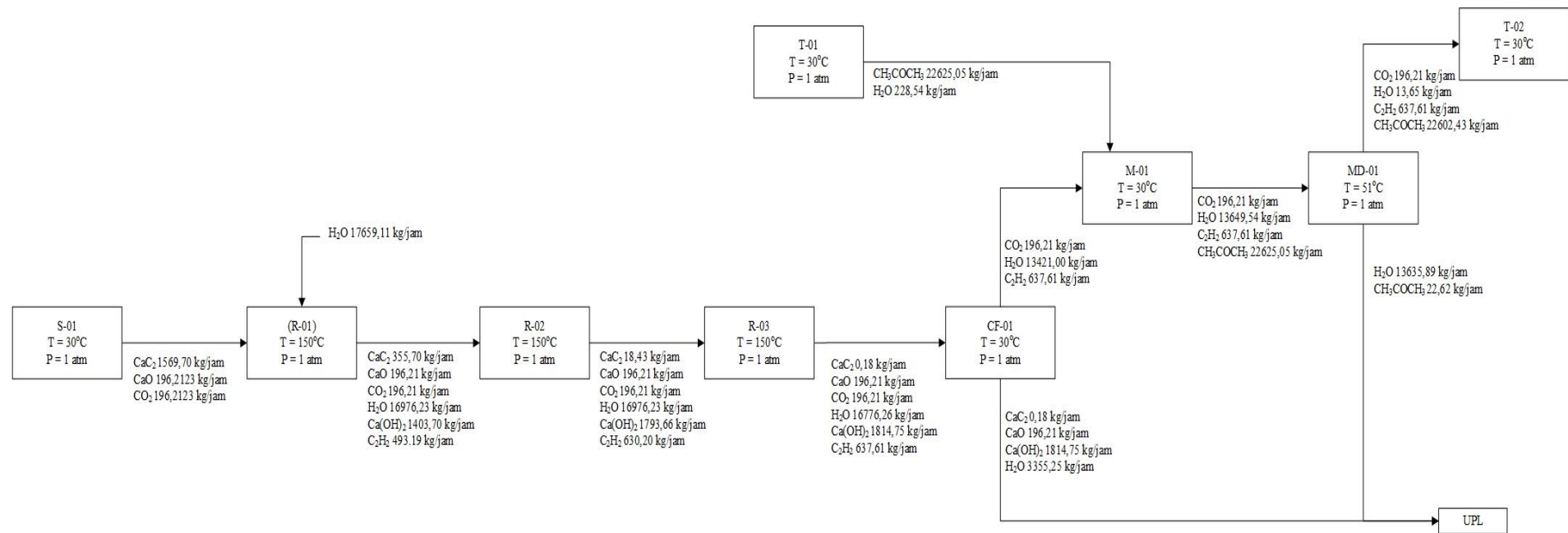
1. *Pressure Controller* (PC), untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan tekanan operasi.
2. *Pressure Indicator* (PI), untuk mengetahui atau melihat secara langsung tekanan operasi pada peralatan proses.
3. *Temperature Controller* (TC), untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.
4. *Temperature Indicator* (TI), untuk mengetahui secara langsung temperatur operasi dari alat-alat produksi.
5. *Temperature Indicator Controller* (TIC), untuk melihat secara langsung temperatur, sekaligus mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.
6. *Level Controller* (LC), untuk mengontrol ketinggian permukaan cairan dalam peralatan.
7. *Level Indicator* (LI), untuk melihat tinggi permukaan cairan dalam suatu alat operasi.
8. *Flowrate Controller* (FC), untuk mengontrol laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

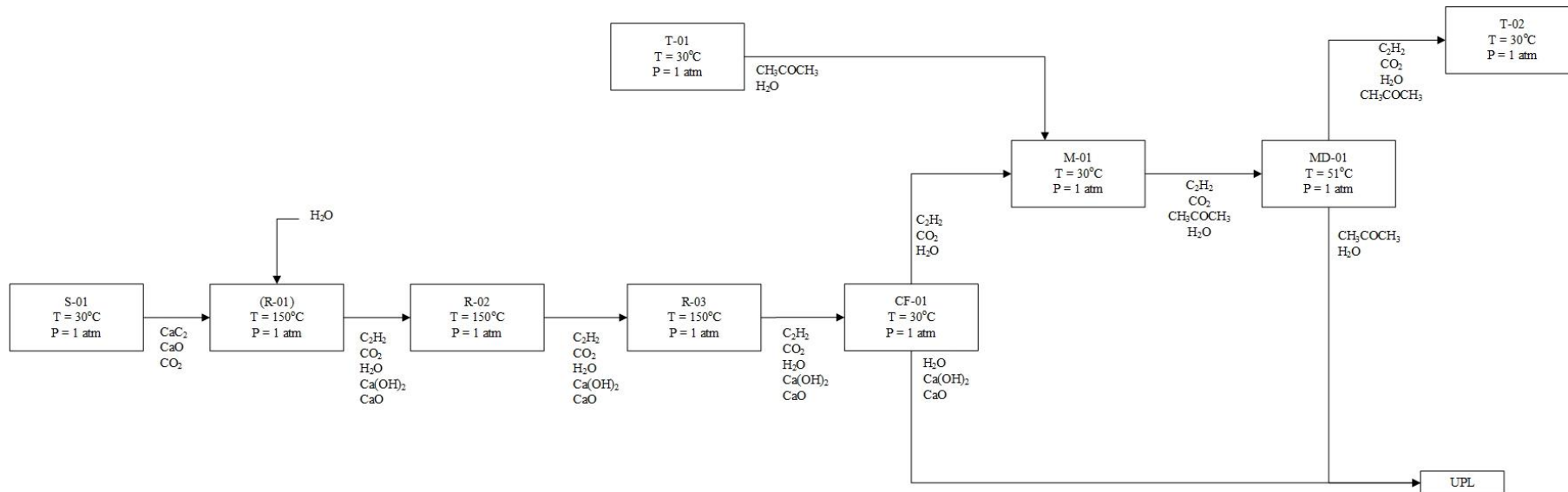
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif

3.1.2 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Proses produksi asetilen menggunakan kalsium karbida dan air sebagai bahan bakunya. Digunakan konveyor sekrup (SC-01) untuk mengangkat kalsium karbida bubuk yang kemudian diangkut dengan bucket elevator (BE-01) menuju reaktor (R-01). Digunakan pompa (P-01) untuk mengalirkan air dari peralatan utilitas melalui heat exchanger (HE-01) untuk memanaskan reaktor hingga suhu 150°C.

Perbandingan komposisi kalsium karbida yang disuplai dan air adalah 1:10. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor aliran tangki berpengaduk (RATB) yang beroperasi pada suhu 150°C dan tekanan 1 atm. Setelah dilakukan perhitungan optimasi, digunakan 3 reaktor jenis RATB. Pada reaktor pertama (R-01) konversi reaksi sebesar 77%, reaktor kedua (R-02) konversi reaktor sebesar 95%, dan reaktor ketiga (R-03) konversi reaktor sebesar 99%. Reaksi utama yang terjadi di dalam reaktor adalah:



Reaksi yang terjadi bersifat eksotermik, sehingga digunakan jaket pendingin di reaktor untuk menjaga suhu operasi yang dibutuhkan. Reaktor menghasilkan asetilen sebagai gas pada suhu 150°C dan tekanan 1 atm. Produk bawah dari reaktor mengalir ke centrifuge (CF-01) untuk memisahkan gas asetilen yang terbentuk dengan produk samping hasil reaksi.

Hasil atas centrifuge (CF-01) dipompa menuju mixer (M-01) untuk dicampurkan dengan aseton yang ditampung pada tangki (T-01). Karena asetilen sangat mudah terbakar, sehingga ditambahkan aseton yang berfungsi sebagai pelarut yang membantu mensatbikan asetilen sehingga mengurangi risiko ledakan. Hasil keluaran mixer (M-01) kemudian dipompa menuju menara distilasi (MD-01) dengan suhu umpan 50,91°C. Pada proses ini, didapatkan hasil gas asetilen lebih murni pada keluaran atas menara distilasi (MD-01) yang diumpankan ke kondensor (CD-01) pada suhu 43,14°C. Sedangkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) dengan suhu 329,11°C akan dipompa menuju UPL. Produk distilat didinginkan ke dalam cooler (CL-02) sebelum diumpankan menuju tangki penyimpanan produk (T-02).

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Silo Penyimpanan CaC_2

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku CaC_2
Jumlah	: 2 unit
Kondisi operasi:	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 15 hari
Volume	: 7.022,8056 m ³
Dimensi silo	:
Diameter	: 5,4817 m
Tinggi	: 12,9698 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-240 grade M type 316</i>

3.3.2 Tangki Penyimpanan Aseton

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku aseton
Jumlah	: 2 unit
Kondisi operasi:	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 15 hari
Volume	: 418,6172 m ³
Dimensi tangki	:
Diameter	: 8,1079 m
Tinggi	: 8,1079 m
Tebal shell	: 0,5000 in
Tebal head	: 0,6250 in
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-240 grade M type 316</i>

3.3.3 Tangki Penyimpanan Asetilen

Fungsi	: Untuk menyimpan produk asetilen
Jumlah	: 2 unit
Kondisi operasi:	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 15 hari
Volume	: 418,6172 m ³
Dimensi tangki	:
Diameter	: 8,2383 m
Tinggi	: 8,2383 m
Tebal shell	: 0,5000 in
Tebal head	: 0,6250 in
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-240 grade M type 316</i>

3.3.4 Centifuge

Fungsi	: Untuk memisahkan produk utama dengan produk samping hasil reaksi
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi:	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 6,5293 ton/jam
Laju putar	: 84 rpm
Daya motor	: 30 Hp
Dimensi	:
Diameter bowl	: 0,6858 m
Panjang bowl	: 2,0574 m
Radius bowl	: 0,3424 m
Tebal head	: 0,6250 in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 grade M type 304</i>

3.3.5 Reaktor 1

Fungsi : Untuk mereaksikan karbit dengan air sehingga memproduksi asetilen

Jumlah : 1 unit

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

Kondisi operasi:

Suhu : 150°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 30 menit

Dimensi :

Diameter shell : 0,8530 m

Tinggi shell : 1,2795 m

Volume shell : 0,3735 m³

Tinggi head : 0,2003 m

Tebal head : 0,0048 m

Spesifikasi pengaduk :

Jenis : Six blade turbine, vertical blades

Diameter : 0,2843 m

Jarak / tinggi : 0,0569 m

Lebar : 0,0711 m

Jumlah : 1 buah

Kecepatan : 324 rpm

Power : 5 rpm

Jaket pendingin :

Tinggi : 1,5147 m

Diameter : 0,9652 m

Luas selimut : 7,0337 m²

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA grade 3 Type 304*

3.3.6 Reaktor 2

Fungsi : Untuk mereaksikan karbit dengan air sehingga memproduksi asetilen

Jumlah : 1 unit

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

Kondisi operasi:

Suhu : 150°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 30 menit

Dimensi :

Diameter shell : 0,8530 m

Tinggi shell : 1,2795 m

Volume shell : 0,3735 m³

Tinggi head : 0,2003 m

Tebal head : 0,0048 m

Spesifikasi pengaduk :

Jenis : Six blade turbine, vertical blades

Diameter : 0,2843 m

Jarak / tinggi : 0,0569 m

Lebar : 0,0711 m

Jumlah : 1 buah

Kecepatan : 320 rpm

Power : 3 rpm

Jaket pendingin :

Tinggi : 1,5147 m

Diameter : 0,9652 m

Luas selimut : 7,0337 m²

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA grade 3 Type 304*

3.3.7 Reaktor 3

Fungsi : Untuk mereaksikan karbit dengan air sehingga memproduksi asetilen

Jumlah : 1 unit

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

Kondisi operasi:

Suhu : 150°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 30 menit

Dimensi :

Diameter shell : 0,8530 m

Tinggi shell : 1,2795 m

Volume shell : 0,3735 m³

Tinggi head : 0,2003 m

Tebal head : 0,0048 m

Spesifikasi pengaduk :

Jenis : Six blade turbine, vertical blades

Diameter : 0,2843 m

Jarak / tinggi : 0,0569 m

Lebar : 0,0711 m

Jumlah : 1 buah

Kecepatan : 319 rpm

Power : 3 rpm

Jaket pendingin :

Tinggi : 1,5147 m

Diameter : 0,9652 m

Luas selimut : 7,0337 m²

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA grade 3 Type 304*

3.3.8 Mixer

Fungsi : Untuk mencampurkan asetilen dengan aseton

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 60 menit

Volume : 120,6430 m³

Dimensi :

Diameter : 5,0186 m

Tinggi : 7,0656 m

Tebal shell : 0,2500 in

Tebal head : 0,1875 in

Spesifikasi pengaduk :

Jenis : propeller

Diameter : 1,6729 m

Lebar : 0,4182 m

Jumlah : 1 buah

Kecepatan : 28 rpm

Power : 10 rpm

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA grade 3 Type 304*

3.3.9 Menara Distilasi

Fungsi : Memisahkan gas asetilen dari aseton untuk memperoleh produk dengan kemurnian tinggi

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu umpan : 50,9050°C

Suhu dew : 43,1433°C

Suhu bubble : 329,1072°C

Tekanan : 1 atm

Jenis : sieve tray

Diameter kolom : 3,3913 m

Tinggi kolom	: 13,8688 m
Tebal shell kolom	: 0,0064 m
Tebal head kolom	: 0,0079 m
Spesifikasi tray	:
Material tray	: <i>Stainless steel</i>
Material downcomer	: <i>Stainless steel</i>
Jumlah tray	: 25 buah
Tebal tray	: 0,0030 m
Diameter hole	: 0,0025 m
Jumlah hole	: 69926 buah
Tray spacing	: 0,4500 m
Panjang weir	: 2,5435 m
Tinggi weir	: 0,0500 m

3.3.10 Screw Conveyor

Fungsi	: Alat transportasi bahan baku karbit dari silo menuju bucket elevator
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: <i>Plain discharge opening</i>
Flow feed	: 1962,1232 kg/jam
Diameter flight	: 9 in
Diameter pipa	: 2,5 in
Diameter poros	: 2 in
Kecepatan	: 40 rpm
Diameter section	: 6 in
Panjang	: 15 ft
Power	: 0,43 hp

3.3.11 Bucket Elevator

Fungsi	: Untuk membawa karbit dari srew conveyor menuju reaktor
Tipe	: <i>throughed belt conveyor with rolls of equal length</i>

Jumlah : 1 buah
 Densitas : 2220 kg/m³
 Kapasitas : 1962,1232 kg/jam
 Power : 1 Hp
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*

3.3.12 Cooler 1

Fungsi : Mendinginkan output reaktor sebelum menuju centrifuge
 Tipe : *shell and tube*
 Aliran : *co-current heat exchanger*
 Luas perpindahan panas : 2886,4800 ft²
 Koefisien perpindahan panas :
 Rd : 0,0018 hr.ft².°F/Btu
 Uc : 377,5108 Btu/ hr.ft².°F
 Ud : 69,4422 Btu/ hr.ft².°F
 ΔP_a : 0,0002 psi
 ΔP_p : 0,0001 psi
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.13 Cooler 2

Fungsi : Mendinginkan output distilat menara distilasi
 Tipe : *shell and tube*
 Aliran : *co-current heat exchanger*
 Luas perpindahan panas : 1071,8800 ft²
 Koefisien perpindahan panas :
 Rd : 0,0558 hr.ft².°F/Btu
 Uc : 377,5108 Btu/ hr.ft².°F
 Ud : 17,1224 Btu/ hr.ft².°F
 ΔP_a : 0,0050 psi
 ΔP_p : 0,0002 psi
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.14 Heat Exchanger 1

Fungsi : Memanaskan air rposes sebelum masuk ke reaktor

Tipe : *shell and tube*

Aliran : *co-current heat exchanger*

Luas perpindahan panas : 396,6800 ft²

Koefisien perpindahan panas :

Rd : 0,0041 hr.ft².°F/Btu

Uc : 377,5108 Btu/ hr.ft².°F

Ud : 147,9762 Btu/ hr.ft².°F

ΔP_a : 0,0019 psi

ΔP_p : 0,0010 psi

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.15 Heat Exchanger 2

Fungsi : Menaikkan temperatur produk keluaran mixer sebelum masuk ke menara distilasi

Tipe : *double pipe*

Aliran : *co-current heat exchanger*

Luas perpindahan panas : 121,8000 ft²

Koefisien perpindahan panas :

Rd : 0,0025 hr.ft².°F/Btu

Uc : 165,7897 Btu/ hr.ft².°F

Ud : 117,5619 Btu/ hr.ft².°F

ΔP_a : 0,1976 psi

ΔP_p : 2,9937 psi

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.16 Pompa 1

Fungsi : Mengalirkan air proses menuju reaktor 1

Jenis : *centrifugal pump*

Impeller : *radial flow*

Jumlah : 2 buah
Kapasitas : 20753,95 gal/hr
Ukuran pipa :
 ID : 6,065 in
 OD : 6,625 in
 IPS : 6 in
 Flow : 28,9 in²
Efisiensi : 50%
Power pompa : 0,2878 Hp
Power motor : 1 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.17 Pompa 2

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran reaktor 1 menuju reaktor 2
Jenis : *centrifugal pump*
Impeller : *radial flow*
Jumlah : 2 buah
Kapasitas : 14635,66 gal/hr
Ukuran pipa :
 ID : 6,065 in
 OD : 6,625 in
 IPS : 6 in
 Flow : 28,9 in²
Efisiensi : 50%
Power pompa : 0,3030 Hp
Power motor : 1 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.18 Pompa 3

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran reaktor 2 menuju reaktor 3
Jenis : *centrifugal pump*

Impeller : *radial flow*
 Jumlah : 2 buah
 Kapasitas : 14092,1 gal/hr
 Ukuran pipa :
 ID : 6,065 in
 OD : 6,625 in
 IPS : 6 in
 Flow : 28,9 in²
 Efisiensi : 50%
 Power pompa : 0,3018 Hp
 Power motor : 1 Hp
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.19 Pompa 4

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran reaktor 3 menuju centrifuge
 Jenis : *centrifugal pump*
 Impeller : *mixed flow*
 Jumlah : 2 buah
 Kapasitas : 13940,49 gal/hr
 Ukuran pipa :
 ID : 6,065 in
 OD : 6,625 in
 IPS : 6 in
 Flow : 28,9 in²
 Efisiensi : 50%
 Power pompa : 0,0126 Hp
 Power motor : 1 Hp
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.20 Pompa 5

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran atas centrifuge menuju mixer

Jenis : *centrifugal pump*
 Impeller : *radial flow*
 Jumlah : 2 buah
 Kapasitas : 4612,775 gal/hr
 Ukuran pipa :
 ID : 3,068 in
 OD : 3,5 in
 IPS : 3 in
 Flow : 7,38 in²
 Efisiensi : 90%
 Power pompa : 0,5997 Hp
 Power motor : 1 Hp
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.21 Pompa 6

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran bawah centrifuge menuju UPL
 Jenis : *centrifugal pump*
 Impeller : *radial flow*
 Jumlah : 2 buah
 Kapasitas : 1863,907 gal/hr
 Ukuran pipa :
 ID : 2,067 in
 OD : 2,38 in
 IPS : 2 in
 Flow : 3,35 in²
 Efisiensi : 50%
 Power pompa : 0,0143 Hp
 Power motor : 1 Hp
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.22 Pompa 7

Fungsi : Mengalirkan aseton dari tangki penyimpanan menuju mixer
Jenis : *centrifugal pump*
Impeller : *radial flow*
Jumlah : 2 buah
Kapasitas : 9230,777 gal/hr
Ukuran pipa :
 ID : 4,025 in
 OD : 4,5 in
 IPS : 4 in
 Flow : 12,7 in²
Efisiensi : 50%
Power pompa : 1,4596 Hp
Power motor : 2 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.23 Pompa 8

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran mixer menuju HE-01
Jenis : *centrifugal pump*
Impeller : *mixed flow*
Jumlah : 2 buah
Kapasitas : 48049,91 gal/hr
Ukuran pipa :
 ID : 7,981in
 OD : 8,625 in
 IPS : 8 in
 Flow : 50 in²
Efisiensi : 50%
Power pompa : 0,0702 Hp
Power motor : 1 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.24 Pompa 9

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran akumulator menuju MD
Jenis : *centrifugal pump*
Impeller : *radial flow*
Jumlah : 2 buah
Kapasitas : 99,4718 gal/hr
Ukuran pipa :
 ID : 1,049 in
 OD : 1,32 in
 IPS : 1 in
 Flow : 0,864 in²
Efisiensi : 90%
Power pompa : 0,0002 Hp
Power motor : 1 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.25 Pompa 10

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran menara distilasi menuju UPL
Jenis : *centrifugal pump*
Impeller : *mixed flow*
Jumlah : 2 buah
Kapasitas : 6825,983 gal/hr
Ukuran pipa :
 ID : 4,025 in
 OD : 4,5 in
 IPS : 4 in
 Flow : 12,7 in²
Efisiensi : 90%
Power pompa : 0,0062 Hp
Power motor : 1 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.3.26 Pompa 11

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran menara distilasi menuju tangki produk

Jenis : *centrifugal pump*

Impeller : *radial flow*

Jumlah : 2 buah

Kapasitas : 9947,18 gal/hr

Ukuran pipa :

ID : 6,065 in

OD : 6,625 in

IPS : 6 in

Flow : 28,9 in²

Efisiensi : 50%

Power pompa : 0,8080 Hp

Power motor : 1 Hp

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

3.4 Neraca Massa Alat

1. Neraca Massa Reaktor 1

Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
CaC ₂	1.569,6985		355,6895
CaO	196,2123		196,2123
CO ₂	196,2123		196,2123
2 H ₂ O		17.659,1086	16.976,2285
Ca(OH) ₂			1.403,6980
C ₂ H ₂			493,1912
Total	1.962,1232	17.659,1086	19.621,2317

2. Neraca Massa Reaktor 2

Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4
CaC ₂	355,6895	18,4275
CaO	196,2123	196,2123
CO ₂	196,2123	196,2123
2 H ₂ O	16.976,2285	16.786,5186
Ca(OH) ₂	1.403,6980	1.793,6571
C ₂ H ₂	493,1912	630,2039
Total	19.621,2317	19.621,2317

3. Neraca Massa Reaktor 3

Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor 3

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5
CaC ₂	18,4275	0,1843
CaO	196,2123	196,2123
CO ₂	196,2123	196,2123
2 H ₂ O	16.786,5186	16.776,2568
Ca(OH) ₂	1.793,6571	1.814,7509
C ₂ H ₂	630,2039	637,6152
Total	19.621,2317	19.621,2317

4. Neraca Massa Centrifuge

Tabel 3.4 Neraca Massa Centrifuge

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
CaC ₂	0,1843		0,1843
C ₂ H ₂	637,6152	637,6152	
CO ₂	196,2123	196,2123	
2 H ₂ O	16.776,2568	16.776,2568	
Ca(OH) ₂	1.814,7509		1.814,7509
CaO	196,2123		196,2123
Total	19.621,2317	14.254,8329	5.366,3988

5. Neraca Massa Mixer

Tabel 3.5 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₂ H ₂		637,6152	637,6152
CO ₂		196,2123	196,2123
2 H ₂ O	228,5359	16.776,2568	13.649,5413
CH ₃ OCH ₃	22.625,0544		22.625,0544
Total	22.853,5903	14.254,8329	37.108,4232

6. Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3.6 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 14
C ₂ H ₂	637,6152	637,6152	0,0000
CO ₂	196,2123	196,2123	0,0000
2 H ₂ O	13.649,5413	13,6495	13.635,8918
CH ₃ OCH ₃	22.625,0544	22.602,4294	22,6251
Total	37.108,4232	23.449,9064	13.658,5169

3.5 Neraca Panas Alat

1. Neraca Panas Reaktor 1

Tabel 3.7 Neraca Panas Reaktor 1

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	5,687 x 10 ⁶	
Q out		5,599 x 10 ⁶
Q reaksi	17.005,9908	
Q pendingin		104.793,6121
Total	5,704 x 10 ⁶	5,704 x 10 ⁶

2. Neraca Panas Reaktor 2

Tabel 3.8 Neraca Panas Reaktor 2

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	5,599 x 10 ⁶	
Q out		5,548 x 10 ⁶
Q reaksi	4.724,4079	
Q pendingin		56.281,2989
Total	5,604 x 10 ⁻⁶	5,604 x 10 ⁶

3. Neraca Panas Reaktor 3

Tabel 3.9 Neraca Panas Reaktor 3

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	$5,575 \times 10^6$	
Q out		$5,539 \times 10^6$
Q reaksi	255,5534	
Q pendingin		36.291,2166
Total	$5,575 \times 10^6$	$5,575 \times 10^6$

4. Neraca Panas Centrifuge

Tabel 3.10 Neraca Panas Centrifuge

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	229.154,1987	
Q out 1		175.565,4538
Q out 2		53.588,7449
Total	229.154,1987	229.154,1987

5. Neraca Panas Mixer

Tabel 3.11 Neraca Panas Mixer

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in 1	121.788,9314	
Q in 2	171.407,1972	
Q out		297.354,3852
Total	293.196,1286	297.354,3852

6. Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3.12 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q umpan	$3,190 \times 10^6$	
Q distilat		$1,253 \times 10^6$
Q condensor		4.250,7249
Q bottom		$9,602 \times 10^6$
Q reboiler	$7,669 \times 10^6$	
Total	$10,860 \times 10^6$	$10,860 \times 10^6$

7. Neraca Panas Cooler 1

Tabel 3.13 Neraca Panas Cooler 1

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	$5,539 \times 10^6$	
Q out		229.154,1987
Q pendingin		$5,310 \times 10^6$
Total	$5,539 \times 10^6$	$5,539 \times 10^6$

8. Neraca Panas Cooler 2

Tabel 3.14 Neraca Panas Cooler 2

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	454.309,6158	
Q out		114.330,6777
Q pendingin		339.978,9381
Total	454.309,6158	454.309,6158

9. Neraca Panas Heat Exchanger 1

Tabel 3.15 Neraca Panas Heat Exchanger 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	225.524,9063	
Q keluar		$5,439 \times 10^6$
Q steam in	$7,719 \times 10^6$	
Q steam out		$2,505 \times 10^6$
Total	$7,945 \times 10^6$	$7,945 \times 10^6$

10. Neraca Panas Heat Exchanger 2

Tabel 3.16 Neraca Panas Heat Exchanger 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	295.776,1926	
Q keluar		$3,190 \times 10^6$
Q steam in	$4,286 \times 10^6$	
Q steam out		$1,391 \times 10^6$
Total	$4,582 \times 10^6$	$4,582 \times 10^6$

3.6 Perencanaan Produksi

3.6.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik diperlihatkan pada tabel 3.1. Bahan baku kalsium karbida diperoleh dari pabrik PT. Emdeki Utama di Gersik.

Tabel 3.17 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (ton/tahun)	Ketersediaan (ton/tahun)
Kalsium karbida	12.432	53.000

Sehingga dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku asetilen dapat memenuhi kebutuhan pabrik, dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman selama proses produksi.

3.6.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kapasitas pemrosesan peralatan dan umur atau waktu kerja peralatan dan pemeliharaannya. Dengan menganalisis kebutuhan peralatan proses, dapat diketahui anggaran yang dibutuhkan untuk membeli dan memelihara peralatan proses.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Tata letak pabrik termasuk didalamnya adalah letak alat proses dan utilitas, pemipaan, gudang, perkantoran, jalan lalu lintas dalam pabrik dan lain sebagainya ditata sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efisien dan efektif sehingga dapat memberikan keamanan, kesehatan, keselamatan bagi karyawan dan lingkungan sekitarnya. Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan memberikan keuntungan untuk keperluan. Dalam hal ini ada dua faktor untuk menentukan lokasi pabrik yaitu:

4.1.1 Faktor Utama

- a. Letak pabrik terhadap sumber bahan baku.

Bahan baku dalam proses pengolahan merupakan faktor yang sangat penting dalam pemilihan lokasi yang tepat. Dilihat dari segi bahan baku maka suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah sumber bahan baku tersebut tersedia sehingga pengadaannya dengan mudah dapat diatasi.

- b. Pemasaran.

Pemasaran adalah faktor yang perlu mendapat perhatian dalam suatu industri, karena berhasil tidaknya masalah pemasaran sangatlah menentukan besarnya penghasilan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- 1) Dimana hasil produksi harus dipasarkan.
- 2) Berapa kemampuan daya serap pasar dan bagaimana pemasaran di masa yang akan datang.
- 3) Pengaruh persaingan masa sekarang dan yang akan datang.
- 4) Jarak pasaran dan lokasi pabrik serta cara mencapai daerah pemasaran.

c. Tenaga listrik dan bahan bakar.

Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar sehubungan dengan lokasi pabrik, maka diusahakan unit pembangkit tenaga listrik sendiri atau dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- 1) Bagaimana kemungkinan pengadaan terhadap tenaga listrik di lokasi pabrik dan kemungkinan memperoleh tenaga listrik dari PLN.
- 2) Berapa harga listrik dan bahan bakar.
- 3) Kapasitas persediaan yang ada waktu sekarang dan yang akan datang.
- 4) Kemungkinan terjadinya polusi udara.

d. Tenaga Kerja

Sebelum menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu diadakan peninjauan, karena jangan sampai masalah ini dapat menghambat kerja pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- 1) Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja serta bagaimana kondisi sosial buruh di daerah tersebut.
- 2) Jarak antara tempat tinggal tenaga kerja dengan lokasi pabrik.

e. Undang-undang dan peraturannya.

Hal-hal yang perlu ditinjau dalam undang-undang dan peraturannya adalah:

- 1) Bagaimana ketentuan mengenai penentuan daerah industri.
- 2) Ketentuan mengenai penggunaan jalan umum yang ada.
- 3) Ketentuan lain yang umum mengenai industri di daerah tersebut.

f. Karakteristik lokasi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam karakteristik dari lokasi adalah:

- 1) Susunan tanahnya, daya dukung tanah terhadap pondasi bangunan pabrik, pondasi jalan serta pengaruh terhadap air.
- 2) Penyediaan tanah untuk keperluan pendirian unit baru.

4.1.2 Faktor khusus, meliputi:

b. Transportasi

Faktor transportasi perlu mendapat perhatian dalam penentuan lokasi yang tepat, baik antara bahan dasar maupun produk-produk yang dihasilkan. Fasilitas-fasilitas yang perlu ada:

- 1) Sungai/laut yang dapat dilalui kapal pengangkut serta pelabuhan yang ada.
- 2) Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan dengan jarak terpendek.

Pada dasarnya adalah kelancaran suplai bahan baku dan pendistribusian produk dapat dijamin dengan biaya yang relatif murah dan dalam waktu yang cepat.

c. *Waste Disposal*

Mengenai *waste disposal*, apakah sudah tersedia tempat pembuangan. Bila buangan pabrik berbahaya bagi kegiatan dan kehidupan sekitarnya, maka harus diperhatikan:

- 1) Hukum dan peraturan waste disposal yang ada.
- 2) Kemungkinan pembuangan ke dalam aliran sungai atau cairan yang ada.

d. Sumber Air

Bagi industri kimia, air adalah kebutuhan yang sangat mutlak untuk memenuhi kebutuhan proses dan operasi pendinginan, keperluan sanitasi karyawan, pembersihan pabrik, keperluan menjaga kebakaran dan lain-lain. Kebutuhan air dapat diperoleh dengan dua macam cara yaitu:

- 1) Langsung dari sumber mata air dan sungai.
- 2) Dari Perusahaan Daerah Air Minum (PDAM).

Apabila kebutuhan air sangat besar, pengambilan air dari sumber air/sungai adalah lebih ekonomis, walaupun penyediaan air sudah terpenuhi tetapi harus diperhatikan sampai seberapa jauh sumber itu

dapat melayani kebutuhan pabrik dan bagaimana kualitas air baku yang dapat disediakan.

e. Iklim alam sekitar

Hal yang perlu mendapatkan perhatian adalah kondisi alam, karena kondisi alam yang menyulitkan konstruksi akan memperbesar biaya konstruksi. Dari pertimbangan-pertimbangan di atas, pabrik pektin perencanaannya akan didirikan di kabupaten Tunah, Tuban, Jawa Timur. Faktor-faktor pendukungnya antara lain:

4.1.3 Faktor pendukung

Faktor pendukung juga perlu mendapatkan perhatian di dalam pemilihan lokasi pabrik karena faktor-faktor yang ada didalamnya selalu menjadi pertimbangan agar pemilihan pabrik dan proses produksi dapat berjalan lancar. Faktor pendukung ini meliputi:

1. Harga tanah dan gedung dikaitkan dengan rencana di masa yang akan datang
2. Kemungkinan perluasan pabrik
3. Tersedianya fasilitas servis, misalnya di sekitar lokasi pabrik tersebut atau jarak yang relatif dekat dari bengkel besar dan semacamnya
4. Tersedianya air yang cukup
5. Peraturan pemerintah daerah setempat
6. Keadaan masyarakat daerah sekitar (sikap keamanan dan sebagainya)
7. Iklim
8. Keadaan tanah untuk rencana pembangunan dan pondasi
9. Perumahan penduduk atau bangunan lain.

Berdasarkan dari faktor-faktor diatas, maka lokasi pabrik asetilen ditetapkan di daerah Brondong, Gresik, Jawa Timur.



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja orang, tempat penimbunan bahan dan hasil, tempat utilitas, perluasan, dan lain-lain. Bangunan-bangunan yang ada di lokasi pabrik terdiri dari area proses, area penyimpanan, area utilitas, area keselamatan kerja, area kantor, area parkir, area taman, area perbaikan, dan fasilitas pendukung lainnya seperti kantin, musholla, dan klinik.

Pengaturan tata letak pabrik perlu mendapatkan perhatian khusus. Penentuan tata letak alat ini harus diperhatikan dari segi operasional, perawatan, keamanan dan konstruksi yang baik dan memuaskan.

Tata letak pabrik harus diatur sedemikian rupa sehingga didapatkan:

- b. Konstruksi yang ekonomis.
- c. Pemeliharaan yang efisien sehingga menghemat biaya.
- d. Operasional yang baik.
- e. Dapat menimbulkan kegairahan kerja dan menjamin keselamatan kerja yang tinggi.

Untuk mendapatkan tata letak pabrik yang optimum harus dipertimbangkan beberapa faktor, yaitu:

- a. Cara peletakan peralatan haruslah sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharaan.

- b. Setiap alat disusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan aliran proses.
- c. Faktor keselamatan kerja harus diperhatikan agar bahaya dapat dihindari.
- d. Pengaturan ruang agar memudahkan pengontrolan terhadap pengoperasian pabrik.
- e. Tata letak bangunan harus memungkinkan untuk pengembangan pabrik di masa yang akan datang.

Pabrik ini direncanakan akan didirikan diatas tanah seluas 10.310 m². Dengan perincian sebagai berikut:

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Pabrik

No.	Nama Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos keamanan 1	5	3	15
2	Pos keamanan 2	5	3	15
3	Pos keamanan 3	5	3	15
4	UPL	40	15	600
5	Bengkel/workshop	25	15	375
6	Area perluasan 1	30	42	1.260
7	Muster point 1	20	20	400
8	Muster point 2	36	30	1.080
9	Utilitas	34	20	680
10	Area proses	50	18	900
11	Control room	15	18	270
12	Safety	25	18	450
13	Ruang generator	12	15	180
14	Fire station	22	15	330
15	Laboratorium	13	15	195
16	Jembatan timbang	13	15	195
17	Taman	22	15	330
18	Gudang	26	20	520
19	Garasi	15	20	300

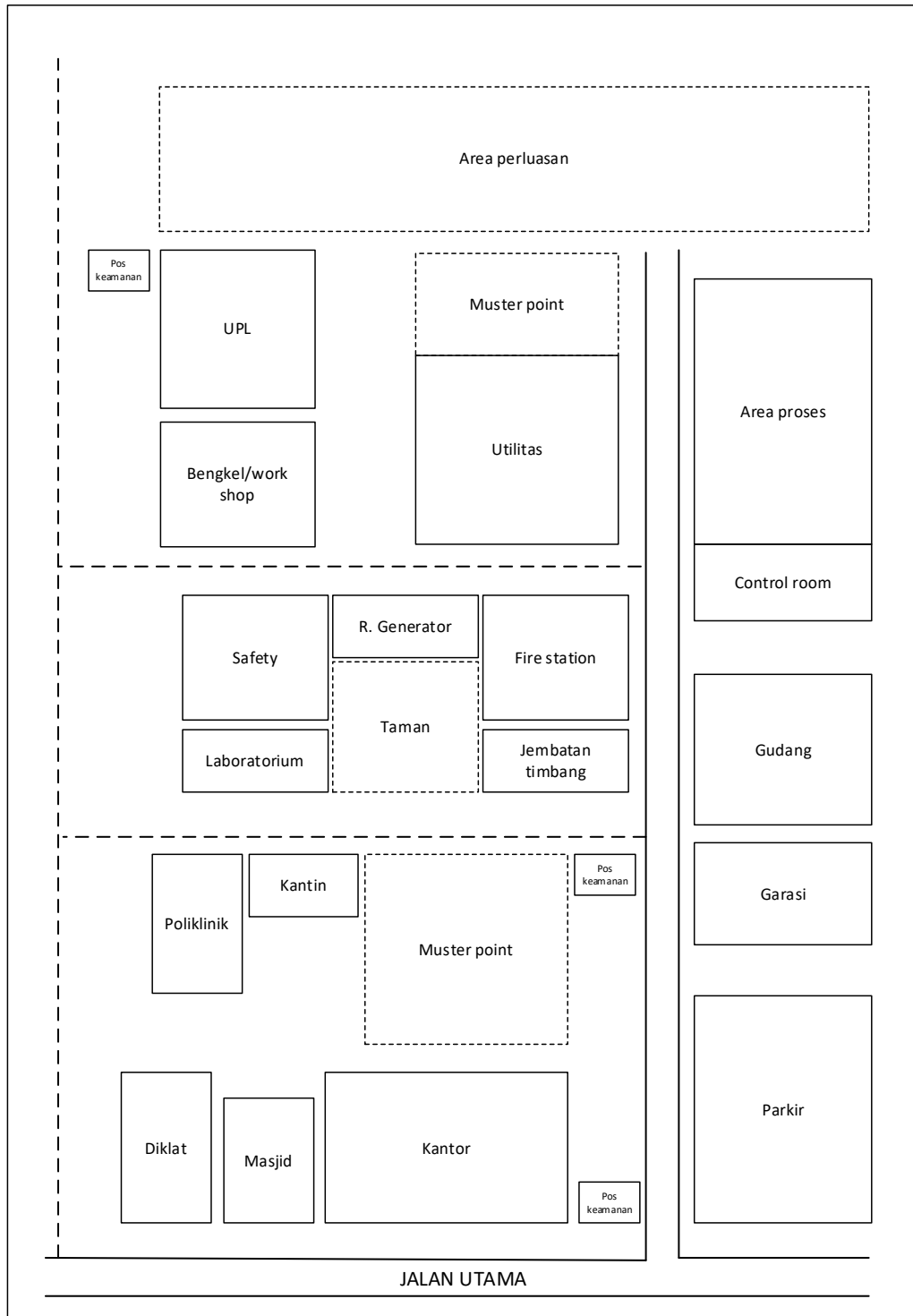
No.	Nama Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
20	Poliklinik	18	10	180
21	Kantin	10	12	120
22	Diklat	20	10	200
23	Masjid	16	10	160
24	Kantor	20	35	700
25	Parkir	42	20	840
Total		539	417	10.310

4.3 Tata Letak Alat Proses

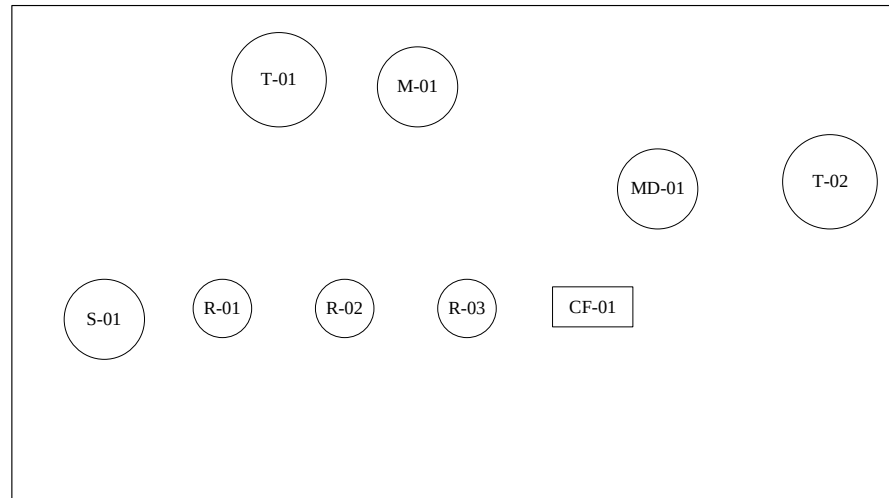
Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik antara lain:

- Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja. Selain itu, penempatan alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja masing-masing berdasarkan pertimbangan teknik, sehingga didapat diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.
- Letak alat harus mempertimbangkan faktor perawatan yaitu dengan memberikan area yang cukup untuk pembongkaran dan penambahan alat bantu terutama pada saat turn around pabrik.
- Alat-alat yang berisiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.
- Letak alat-alat ukur dan alat kontrol harus mudah dijangkau operator.

Tata letak peralatan proses menampilkan letak alat-alat pabrik yang berada dalam area produksi. Penyusunan letak peralatan pabrik mengikuti alur jalannya proses sehingga alat-alat disusun menyesuaikan urutan jalannya proses produksi.



Gambar 4.2 Layout Pabrik Asetilen Skala 1 : 1000



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 400

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik sodium silikat direncanakan didirikan dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan badan hukum di Indonesia yang didirikan berdasarkan perundang-undangan yang berlaku dengan memenuhi persyaratan tertentu seperti yang telah ditetapkan oleh KUHD (Kitab Undang-Undang Hukum Dagang).

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri Sodium Lauryl Sulphate
- Lokasi perusahaan : Manyar, Gresik, Jawa Timur.

Ada beberapa alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas (PT) pada perusahaan ini, antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terhadap mutu perusahaan terbatas.
3. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi pemilik. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, serta stafnya dan karyawan perusahaan.
5. Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaria dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi diantaranya direktur utamaa yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas karena Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini Perseroan Terbatas dapat memperluas usahanya.
7. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan yang ada dan mudah bergerak di pasar modal.

Ciri-ciri perusahaan dengan bentuk Perseroan Terbatas adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan KUHD (Kitab Undang-undang Hukum Dagang).
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh pemegang saham.

Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.4.2 Struktur organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi.

3. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi.
4. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*).
5. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*).
6. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab.
7. Adanya pembagian tugas (*distributon of work*).
8. Adanya kordinasi.
9. Struktur organisasi disusun sederhana.
10. Pola dasar organisasi harus relatif permanen.
11. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*).
12. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya.
13. Penempatan orang harus sesuai keahliannya.

Dengan berpedoman pada azas tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu sistem *line and staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Agar kelancaran produksi tetap terjaga, maka perlu membentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

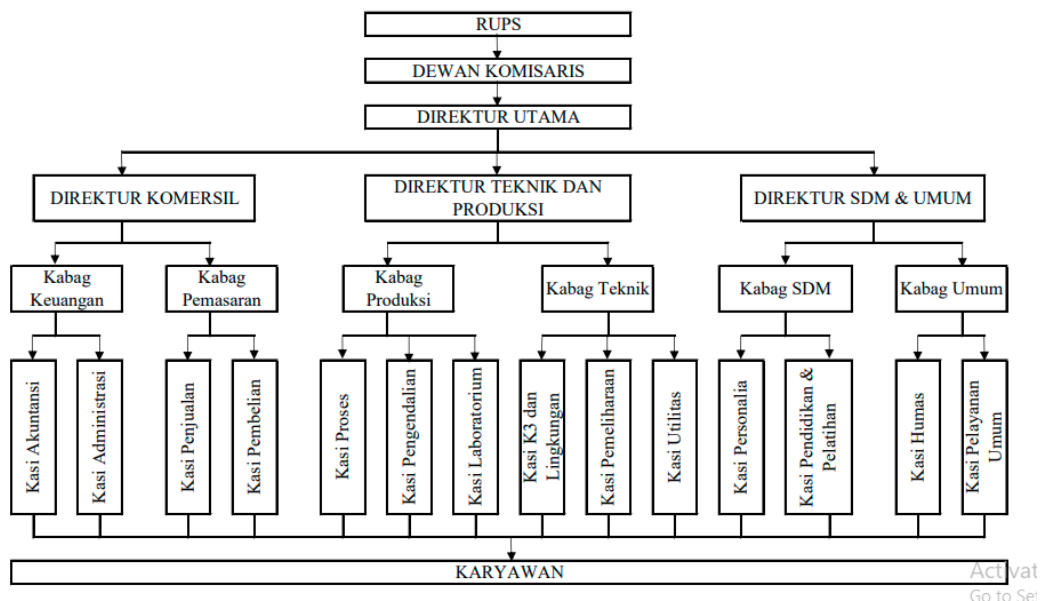
Dewan komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tuas untuk menjalankan perusahaan

dilaksanakan oleh sang Direktur Utama dibantu oleh Direktur Produksi, Direktur Administrasi dan Keuangan, dan Direktur Umum dan Pemasaran. Ketiga direktur ini membawahi kepala bagian yang akan bertanggung jawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh seorang kepala regu dimana setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan, membagi, dan membatasi pelaksanaan tugas dan tanggung jawab setiap orang yang terlibat di dalamnya.
2. Penempatan tenaga kerja yang tepat.
3. Pengawasan, evaluasi, dan pengembangan perusahaan serta manajemen perusahaan yang lebih efisien.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
6. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik Asetilen

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendiriandan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut, para pemegang saham berwenang:

1. Mengangkan dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hsil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan komiaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi.
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

c. Dewan direksi

Direksi utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya 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 produksi dan direktur keuangan umum. Tugas direktur umum antara lain:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab atas pekerjaannya secara berkala atau pada masaakhir pekerjaannya pada pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (direktur produksi) dan bagian keuangan umum (direktur keuangan dan umum)

Tugas dari direktur produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas dari direktur keuangan dan umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

d. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

1. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
2. Memberi masukan-masukan dalam perencanaan dan pengembangan perusahaan.
3. Memberi saran-saran dalam bidang hukum.

e. Kepala Bagian

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

- Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian produksi membawahi seksi proses, seksi pengendalian, dan seksi laboratorium. Tugas seksi proses antara lain:

1. Mengawasi jalannya proses produksi.

2. Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil oleh seksi yang berwenang.

Tugas seksi pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada. Tugas seksi laboratorium antara lain:

1. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
2. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi.
3. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
4. Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

- Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik, antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan dan utilitas.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi seksi pemeliharaan, seksi utilitas, dan seksi keselamatan kerja-penanggulangan kebakaran. Tugas seksi pemeliharaan, antara lain melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik. Tugas seksi utilitas antara lain melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, dan tenaga listrik. Tugas seksi keselamatan kerja antara lain:

1. Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja.
2. Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.

- Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan ini bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan dan

membawahi 2 seksi yaitu seksi administrasi dan seksi keuangan. Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan. Sedangkan tugas seksi keuangan adalah menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan, serta mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

- Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi, membawahi 2 seksi yaitu seksi pembelian dan seksi pemasaran. Tugas seksi pembelian adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dalam kaitannya dengan proses produksi, mengetahui harga pasar dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang. Sedangkan tugas seksi pemasaran adalah merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi.

- Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian ini membawahi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan. Seksi personalia bertugas membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan damai, serta melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan. Seksi humas bertugas untuk mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik, menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan, dan menjaga serta

memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan. Sedangkan seksi personalia memiliki tugas dalam membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan. Seksi humas bertugas mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan. Seksi keamanan bertugas mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik, menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan, menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

- Penelitian dan Pengembangan (litbang)

Litbang terdiri dari tenaga-tenaga ahli sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Litbang membawahi 2 departemen yaitu departemen penelitian dan departemen pengembangan. Tugas dan wewenang litbang meliputi:

1. Memperbaiki mutu produksi.
2. Memperbaiki dan melakukan inovasi terhadap proses produksi.
3. Meningkatkan efisiensi perusahaan di berbagai bidang.

- Kepala Seksi

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

4.4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik natrium silikat ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur

digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan *shutdown*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu *shift* dan *non shift*.

1. Karyawan *non shift*

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. yang termasuk karyawan harian adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta karyawan yang berada di kantor. karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam kerja:	Senin – Kamis	: 07.30 – 16.30
	Jum'at	: 07.30 – 17.30
Jam istirahat:	Senin – Kamis	: 12.00 – 13.00
	Jum'at	: 11.00 – 13.00

2. Karyawan *Shift/Ploog*

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gedung dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untu menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja bergantian selama 24 jam sebagai berikut:

<i>Shift</i> pagi (<i>day shift</i>)	: 07.00 – 15.00
<i>Shift</i> sore (<i>swing shift</i>)	: 15.00 – 23.00
<i>Shift</i> malam (<i>night shift</i>)	: 23.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu (A/B/C/D) dimana tiga regu bekerja dan satu regu istirahat dikenakan secara bergantian. Untuk hari libur atau ahri besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap ahrus masuk. Jadwal pembagian kelompok *shift* karyawan ditampilkan pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Jadwal Pembagian Kelompok *Shift*

<i>Shift</i>	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	A	A	A	A	A	B	B
Siang	B	B	B	B	C	C	C
Malam	C	C	D	D	D	D	D
Libur	D	D	C	C	B	A	A

<i>Shift</i>	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	B	B	B	B	B	C	C
Siang	C	C	C	C	D	D	D
Malam	D	D	A	A	A	A	A
Libur	A	A	D	D	C	B	B

<i>Shift</i>	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	C	C	C	C	C	D	D
Siang	D	D	D	D	A	A	A
Malam	A	A	B	B	B	B	B
Libur	B	B	A	A	D	C	C

Jadwal untuk tanggal selanjutnya berulang ke susunan awal.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan pada karyawannya dan akan secara langsung mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan dikenakan absensi. Disamping itu masalah absensi digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai salah satu dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di dalam perusahaan.

4.4.5 Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu karyawan tetap, harian, dan borongan.

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan sesuai dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

2. Karyawan Harian

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

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji.

1. Penggolongan Jabatan

- | | |
|-------------------------------|---------------------------------|
| a. Direktur Utama | : Magister Ekonomi/Teknik |
| b. Direktur Produksi | : Magister Teknik Kimia |
| c. Direktur Keuangan dan Umum | : Magister Ekonomi |
| d. Kepala Bagian Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| e. Kepala Bagian Teknik | : Sarjana Teknik Mesin |
| f. Kepala Bagian Pemasaran | : Sarjana Teknik/Ekonomi |
| g. Kepala Bagian Keuangan | : Sarjana Ekonomi |
| h. Kepala Bagian Umum | : Sarjana Sosial |
| i. Kepala Seksi | : Sarjana/Ahli Madya |
| j. Operator | : Ahli Madya/SMK |
| k. Sekretaris | : Sarjana/Ahli Madya Sekretaris |
| l. Dokter | : Profesi Dokter |
| m. Perawat | : Akademi Perawat |
| n. Lain-lain | : SMA |

2. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Kebutuhan jumlah

karyawan menurut jabatannya dan perincian golongan dan gaji karyawan disajikan pada tabel berikut.

Tabel 4.3 Jumlah Karyawan Menurut Jabatannya

No	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	2
2	Direktur Utama	1
3	Direktur Produksi	1
4	Direktur Keuangan	1
5	Kepala Bagian Produksi	1
6	Kepala Bagian Teknik	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian SDM	1
10	Kepala Bagian Umum	1
11	Kepala Seksi Bengkel & Perawatan	1
12	Kepala Seksi Utilitas	1
13	Kepala Seksi Mutu & Lab	1
14	Kepala Seksi Produksi	1
15	Kepala Seksi Gudang	1
16	Kepala Seksi Penjualan & Promosi	1
17	Kepala Seksi Keuangan	1
18	Kepala Seksi Humas & Personalia	1
19	Kepala Seksi Keamanan	1
20	Karyawan Bengkel & Perawatan	3
21	Karyawan Utilitas	3
22	Karyawan Mutu & Lab	5
23	Karyawan Produksi	6
24	Karyawan Gudang	4
25	Karyawan Penjualan & Promosi	4

No	Jabatan	Jumlah
26	Karyawan Penyediaan & Pembelian	7
27	Karyawan Humas & Personalia	4
28	Karyawan Keamanan	5
29	Karyawan Kebersihan	4
30	Sopir	3
31	Dokter	2
32	Perawat	3
Total		77

4.4.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian kerja

Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak

disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi tenaga kerja

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan lebih besar dari Rp 1.000.000 per bulan.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang kelancaran suatu proses produksi pabrik. Oleh karena itu, unit-unit harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pabrik diklasifikasi sebagai berikut:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air, yang terdiri dari:
 - a. Kebutuhan air proses
 - b. Kebutuhan air pendingin
 - c. Air untuk berbagai kebutuhan
2. Unit pembangkit steam
3. Unit penyedia *dowtherm*
4. Unit pembangkit listrik
5. Unit penyediaan bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses dan kebutuhan domestik. Kebutuhan air suatu pabrik meliputi air proses, uap (steam), air pendingin, dan air untuk berbagai kebutuhan.

5.1.1 Kebutuhan Air Proses

Air proses digunakan dalam berbagai aktivitas industri. Dalam hal ini, air proses digunakan sebagai reaktan untuk memperoleh produk yang diinginkan. Adapun kebutuhan air proses yang digunakan sebagai berikut:

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Proses

No.	Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
1	Reaktor 1	17.659,1086
Total		17.659,1086

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 20% (Perry, 1999).
Maka, total air proses yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}\text{Total air proses} &= (1 + \text{faktor keamanan}) \times \text{kebutuhan air proses} \\ &= 120\% \times 17.659,1086 \text{ kg/jam} \\ &= 21.190,9303 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

5.1.2 Air Untuk Berbagai Kebutuhan

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air rumah tangga, kantor dan lain-lain. Kebutuhan air untuk masyarakat industri diperkirakan 5 x 1/jam tiap orang. Jumlah karyawan tiap orang dan densitas air adalah 1.000 kg/m³ = 1 kg/L

Maka total air kebutuhan domestik adalah:

$$\begin{aligned}\text{Air domestik} &= \text{Jumlah karyawan} \times \text{perkiraan kebutuhan air} \times \text{densitas air} \\ &= 180 \times 5 \times 1/\text{jam} \times 1 \text{ kg/L} \\ &= 900 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel 5.2 Air Untuk Berbagai Kebutuhan

No.	Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
1	Domestik dan kantor	900
2	Laboratorium	25
3	Kantin dan tempat ibadah	750
4	Poliklinik	125
Total		1.800

Maka total kebutuhan air yang diperlukan pada pengolahan awal tiap jam:

Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air

No.	Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
1	Air proses	21.190,9303
2	Air untuk berbagai kebutuhan	1.800,0000
3	Air umpan boiler	2.693,7465
Total		25.684,6768

Total kebutuhan air = 25.684,6768 kg/jam
 Densitas air pada suhu 25°C adalah = 997,08 kg/m³
 (App A-2.3, Geankoplis, 1997)

$$\begin{aligned}\text{Debit air} &= \frac{25.684,6768}{997,0800} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1000}{1} \\ &= 7,1555 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (water intake) yang merupakan tempat pengolahan air. Pengolahan air pada pabrik ini terdiri dari beberapa tahapan, yaitu:

1. Screening

Pengendapan merupakan tahap awal dari pengolahan air. Pada screening partikel-partikel padat yang besar akan mengendap secara gravitasi tanpa bantuan bahan kimia sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya.

2. Clarifier

Clarifier merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air. Air dari screening dialirkan ke dalam clarifier setelah diinjeksikan larutan aluminium sulfat dan larutan soda abu (natrium karbonat). Larutan aluminium sulfat berfungsi sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dengan penyesuaian pH (basa) dan bereaksi substitusi dengan ion-ion logam membentuk senyawa karbonat yang kurang/tidak larut.

Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap ke dasar clarifier karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (overflow) yang selanjutnya akan masuk ke tangki utilitas yang selanjutnya akan masuk ke penyaring pasir (sand filter) untuk penyaringan (filtrasi).

Pemakaian larutan aluminium sulfat umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, perbandingan pemakaian aluminium sulfat dan abu soda = 1 : 0,54 (Baumann, 1971)

Perhitungan aluminium sulfat dan abu soda yang diperlukan:

Total kebutuhan air = 25.684,6768 kg/jam

Pemakaian larutan alum = 50 ppm

Pemakaian larutan abu soda = 0,54 x 50 ppm

= 27 ppm

Larutan alum yang dibutuhkan = $5 \times 10^{-5} \times 25.684,6768$

= 1,2842 kg/jam

Larutan abu soda yg dibutuhkan = $2,7 \times 10^{-5} \times 25684,6768$

= 0,6935 kg/jam

3. Filtrasi

Filtrasi bertujuan untuk memisahkan flok dan koagulan yang masih terikut bersama air. Pada proses ini juga dilakukan penghilangan warna air dengan menambahkan karbon aktif pada lapisan pertama yaitu lapisan pasir. Penyaring pasir (sand filter) yang digunakan terdiri dari 3 lapisan yaitu:

- Lapisan 1 terdiri dari pasir hijau (green sand) setinggi 24 in = 60,96 cm
- Lapisan 2 terdiri dari antrasit setinggi 12,50 in = 31,75 cm
- Lapisan 3 terdiri dari batu kerikil (gravel) setinggi 7 in = 17,78 cm

(Metcalf & Eddy, 1991)

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan strainer sebagai penahan. Selama pemakaian, daya saring sand filter akan menurun. Untuk itu diperlukan regenerasi secara berkala dengan cara back washing. Dari sand filter, air dipompakan ke menara air sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan

Untuk air proses, masih diperlukan pengolahan lebih lanjut yaitu proses demineralisasi (softener) dan deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah, serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman di dalam air. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit, $\text{Ca}(\text{ClO})_2$.

Perhitungan kebutuhan kaporit, $\text{Ca}(\text{ClO})_2$

Total air yang memerlukan proses klorinasi : 25.684,6768 kg/jam

Kaporit yang digunakan direncanakan mengandung klorin 70%

Kebutuhan klorin : 2ppm dari berat air (Gordon, 1968)

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan kaporit} &= \frac{\text{kebutuhan klorin} \times \text{kebutuhan air}}{\text{konsentrasi klorin}} \\ &= \frac{2 \times 10^{-6} \times 25.684,6768}{70\%} \\ &= 0,0734 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

4. Demineralisasi

Air untuk umpan ketel dan proses harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi, yaitu penghilangan ion-ion

a. Penukar Kation (Cation Exchanger)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg, dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dan resin. Resin yang digunakan bermerk Daulita C-20.

b. Penukar Anion (Anion Exchanger)

Berfungsi menukar anion yang terkandung pada air dengan ion hidroksida dan resin. Resin yang digunakan bermerk Dowex 2.

Perhitungan kesadahan

Perhitungan kation

Air mengandung ion Ca, Mg, Al masing-masing 20,790 mg/L; 26,290mg/L; 0,004 mg/L. (William, 1986).

$$\text{Total konsentrasi kation} = 20,790 + 26,290 + 0,004$$

$$\begin{aligned}
 &= 47,084 \text{ mg/L} \\
 &= 0,012 \text{ g/gal} \\
 \text{Jumlah air yang diolah} &= 25.684,6768 \text{ L/jam} \\
 &= 6.785,1738 \text{ gal/jam} \\
 \text{Kesadahan air olahan} &= \frac{\text{total konsentrasi kation} \times \text{jumlah air} \times 24}{1000} \\
 &= \frac{0,012 \text{ g/gal} \times 25.684,6768 \times 24}{1.000} \\
 &= 7,6438 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Ukuran Kation Exchanger

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang diolah} &= 6785,1738 \text{ gal/jam} \\
 \text{Total kesadahan air} &= 7,6438 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

$$\begin{aligned}
 - \text{Diameter penukar kation} &= 2 \text{ ft} \\
 - \text{Luas penampang penukar kation} &= 3,14 \text{ ft}^2 \\
 - \text{Jumlah penukar kation} &= 1 \text{ unit}
 \end{aligned}$$

Volume resin yang diperlukan

Dari tabel 12.2, Nalco (1979), diperoleh:

$$\begin{aligned}
 - \text{Kapasitas resin} &= 20 \text{ kg/ft}^3 \\
 - \text{Kebutuhan regenerant} &= 6 \text{ lb NaCl/ft}^3 \text{ resin} \\
 - \text{Kebutuhan resin} &= \frac{7,6438}{20} \\
 &= 0,3822 \text{ ft}^3/\text{hari} \\
 - \text{Tinggi resin} &= 2,5 \text{ ft} \\
 - \text{Volume resin} &= 7,85 \text{ ft}^3 \\
 - \text{Waktu regenerasi} &= \frac{7,85 \text{ ft}^3 \times 20 \text{ kg/ft}^3}{7,6438} \\
 &= 20,54 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

$$= 21 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{- Kebutuhan regenerant as. Sulfat} &= 7,6438 \times \frac{6}{20} \\ &= 2,2931 \text{ lb/hari} \\ &= 1,0401 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Perhitungan anion

Air mengandung ion Cl^- , SO_4^{2-} , dan HCO_3^- yaitu 11,080 mg/L; 99,360 mg/L; 84,520 mg/L. (William, 1986).

$$\begin{aligned} \text{Total konsentrasi anion} &= 11,080 + 99,360 + 84,520 \\ &= 194,960 \text{ mg/L} \\ &= 0,052 \text{ g/gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diolah} &= 25.684,6768 \text{ kg/jam} \\ &= 6.785,1738 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total anion dalam air} &= \frac{\text{total konsentrasi kation} \times \text{jumlah air} \times 24}{1.000} \\ &= \frac{0,052 \text{ g/gal} \times 25.684,6768 \times 24}{1.000} \\ &= 31,7463 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Ukuran Anion Exchanger

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 6.785,1738 \text{ gal/jam}$$

$$\text{Total kesadahan air} = 31,7463 \text{ kg/hari}$$

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

$$\text{- Diameter penukar kation} = 2 \text{ ft}$$

$$\text{- Luas penampang penukar kation} = 3,14 \text{ ft}^2$$

$$\text{- Jumlah penukar kation} = 1 \text{ unit}$$

Volume resin yang diperlukan

Dari tabel 12.2, Nalco (1979), diperoleh:

- Kapasitas resin	= 12 kg/ft ³
- Kebutuhan regenerant	= 5 lb NaOH/ft ³ resin
- Kebutuhan resin	$= \frac{31,7463}{12}$ = 2,6455 ft ³ /hari
- Tinggi resin	= 2,5 ft
- Volume resin	= 7,85 ft ³
- Waktu regenerasi	$= \frac{7,85 \text{ ft}^3 \times 12 \text{ kg/ft}^3}{31,7463}$ = 2,9673 hari = 3 hari
- Kebutuhan regenerant NaOH	$= 31,7463 \times \frac{5}{12}$ = 13,2276 lb/hari = 5,9999 kg/hari

5. Deaerasi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air dan menghilangkan gas terlarut yang keluar dari alat penukar ion (ion exchanger) sebelum dikirim sebagai air umpan boiler. Air hasil demineralisasi dikumpulkan pada tangki air umpan boiler sebelum dipompakan ke deaerator.

Pada proses deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Selain itu deaerator juga berfungsi sebagai preheater, mencegah perbedaan suhu yang mencolok antara air make-up segar dengan suhu air dalam boiler. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan pemanas listrik.

5.2 Unit Pembangkit Steam

Uap digunakan dalam pabrik sebagai media pemanas alat-alat perpindahan panas. Steam diproduksi dalam ketel. Perhitungan kebutuhan steam dapat dilihat pada tabel dibawah

Tabel 5.4 Kebutuhan steam sebagai media pemanas

No.	Kebutuhan	Jumlah steam (kg/jam)
1	Heat exchanger-01	3.709,1570
2	Heat exchanger-02	2.059,4084
3	Reboiler	5.455,3783
Total		11.223,9437

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 20% (Perry, 1999). Maka, total steam yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}\text{Total steam} &= (1 + \text{faktor keamanan}) \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 120\% \times 11.223,9437 \text{ kg/jam} \\ &= 13.468,7324 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali (Evans, 1978), sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Kondensat yang digunakan kembali} &= 80\% \times 13.468,7324 \text{ kg/jam} \\ &= 10.774,9859 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air tambahan boiler} &= 20\% \times 13.468,7324 \text{ kg/jam} \\ &= 2.693,7465 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

5.3 Unit Penyedia Dowtherm

Dowtherm A digunakan sebagai pendingin pada reaktor. Kondisi operasi proses dilakukan pada suhu yang tinggi dan pada tekanan medium pressure.

Jika menggunakan air sebagai pendingin maka konsumsi air akan banyak. Sehingga dicari bahan pendingin yang sifat fisik dan kimianya lebih ringan dan dapat bertahan pada suhu dan tekanan tinggi. Oleh karena itu dipilih dowtherm A sebagai pendingin yang terdiri dari senyawa dipenil eter dan bipenil eter. Dowtherm A adalah cairan yang dapat digunakan dalam fase cair maupun fase uap. Kisaran aplikasi normal adalah 15-500°C dan tekanan 1-10,6 bar.

Tabel 5.5 Jumlah Kebutuhan Dowtherm

No.	Kebutuhan	Jumlah steam (kg/jam)
1	Reaktor-01	687,9078
2	Reaktor-02	369,4533
3	Reaktor-03	238,2303
4	Cooler-01	34.858,7409
5	Cooler-02	59.178,2312
Total		95.332,5634

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 20% (Perry, 1999). Maka, total steam yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Total dowtherm} &= (1 + \text{faktor keamanan}) \times \text{kebutuhan dow} \\
 &= 120\% \times 95.332,5634 \text{ kg/jam} \\
 &= 114.399,0761 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit kebutuhan energi listrik pada pabrik ini direncanakan disediakan oleh PLN dan Generator set. Tenaga listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya. Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi:

- Peralatan proses produksi
- Daerah pengolahan air
- Listrik untuk penerangan

1. Peralatan proses produksi dan utilitas

Tabel 5.6 Peralatan proses produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	M-01	Mixer	1	10
2	P-01	Pompa	2	2
3	P-02	Pompa	2	2
4	P-03	Pompa	2	2
5	P-04	Pompa	2	2
6	P-05	Pompa	2	2
7	P-06	Pompa	2	2
8	P-07	Pompa	2	4
9	P-08	Pompa	2	2
10	P-09	Pompa	2	2
11	P-10	Pompa	2	2
12	P-11	Pompa	2	2
13	SC-01	Screw conveyor	1	0,43
14	BE-01	Bucket elevator	1	1
Total				35,43

Tabel 5.7 Peralatan proses produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	P-01	Pompa air laut	2	2
2	P-02	Pompa lumpur	2	2
3	T	Tangki CaH ₂	1	3
4	CL	Clarifier	1	1
5	P-03	Pompa air sanitasi	2	2
6	P-04	Pompa air proses	2	2
7	P-05	Pompa air umpan boiler	2	2
8	CTW	Cooling tower	1	2
Total			13	16

Jadi, kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar = 16 Hp
= 37,9782 kWh

3. Peralatan proses utilitas

Pemakaian listrik untuk penerangan diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan area lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus:

$$L = \frac{Ax F}{UxD}$$

L : lumen outlet (jumlah total cahaya yang terpancar pada suatu sumber)

F : foot candle

U : koefisien utilitas = 0,8

D : efisiensi penerangan rata-rata = 0,75

A : luas daerah

Tabel 5.8 Pemakaian listrik untuk penerangan

No.	Lokasi	Luas		F	Lumen
		m ²	ft ²		
1	Pos keamanan 1	15	161,49	5	1.346
2	Pos keamanan 2	15	161,49	5	1.346
3	Pos keamanan 3	15	161,49	5	1.346
4	UPL	600	6459,5	30	322.977
5	Bengkel/work shop	375	4.037,2	20	134.574
6	Area perluasan	1.260	13.565	20	452.168
7	Muster point 1	400	4.306,4	25	179.432
8	Muster point 2	1.080	11.627	40	775.145
9	Utilitas	680	7.320,8	30	366.041
10	Area proses	900	9.689,3	35	565.210
11	Control room	270	2.906,8	20	96.893
12	Safety	450	4.844,7	20	161.489

No.	Lokasi	Luas		F	Lumen
		m ²	ft ²		
13	Ruang generator	180	1.937,9	20	64.595
14	Fire station	330	3.552,7	20	118.425
15	Laboratorium	195	2.099,4	15	52.484
16	Jembatan timbang	195	2.099,4	15	52.484
17	Taman	330	3.552,7	25	14.8031
18	Gudang	520	5.598,3	30	279.913
19	Garasi	300	3.229,8	25	134.574
20	Poliklinik	180	1.937,9	15	48.447
21	Kantin	120	1.291,9	15	32.298
22	Diklat	200	2.153,2	15	53.830
23	Masjid	160	1.722,5	15	43.064
24	Kantor	700	7.536,1	30	376.807
25	Jalan	2.000	21.532	10	358.863
26	Parkiran	840	9.043,4	30	452.168
Jumlah		12.310	132.528	535	5.273.945

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan fluorescent lamp type day light 40 watt yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{1960 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 49 \text{ lumen/watt}$$

$$\text{Total lumen} = \text{jumlah lumen} - (\text{lumen jalan} + \text{lumen taman})$$

$$= 4.767.050,80 \text{ lumen}$$

$$\text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} = \frac{4.767.050,80}{49,00}$$

$$= 97.286,7511 \text{ watt}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{97.286,7511 \text{ watt}}{40 \text{ watt}}$$

$$= 2.432,17$$

$$= 2.432 \text{ buah}$$

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan Mercury Vapor Light 100 watt dengan lumen output sebesar 3.000 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{3.000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 30 \text{ lumen/watt}$$

$$\text{Total lumen} = \text{lumen jalan} + \text{lumen taman}$$

$$= 755.144,80 \text{ lumen}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{755.144,80}{30,00} \\ &= 25.838,16 \text{ watt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= \frac{25.838,16 \text{ watt}}{100 \text{ watt}} \\ &= 258,38 \\ &= 258 \text{ buah} \end{aligned}$$

Tabel 5.6 Perincian Kebutuhan Listrik

No.	Kebutuhan	Jumlah (watt)
1	Lampu fluorescent	97.286,7511
2	Lampu mercury	25.838,1600
3	Bengkel	2.000,0000
4	Laboratorium	1.500,0000
5	Lain-lain	1.250,0000
Total		127.874,9111

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= 203.831,371 \text{ watt} : 1000 \text{ watt/Kw} \\ &= 203,8314 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi generator} = 80\% \text{ (Perry, 1999), maka:}$$

$$\text{Daya output generator} = 254,7892 \text{ kW}$$

Untuk perancangan disediakan 2 unit diesel generator (1 unit cadangan) dengan spesifikasi tiap unit sebagai berikut:

1. Jenis keluaran : AC
2. Kapasitas : 1000 kW
3. Tegangan : 220 – 260 Volt
4. Frekuensi : 50 Hz
5. Tipe : 3 fase
6. Bahan bakar : Solar

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan pembangkit listrik (generator) adalah minyak solar karena mempunyai nilai bakar yang tinggi. Kebutuhan bahan bakar untuk generator adalah sebagai berikut:

Nilai bahan bakar solar	: 1.9860 Btu/lbm	(Perry, 1999)
Densitas bahan bakar solar	: 0,89 kg/L	(Perry, 1999)
Daya generator	= 1.000 kW	
	= 3.412.142 Btu/jam	
Jumlah bahan bakar	= $\frac{3.412.142 \text{ Btu/jam}}{1.9860 \text{ Btu/lbm}} \times 0,45359$	
	= 77,9312 kg/jam	
Kebutuhan solar	= $\frac{77,9312 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/L}}$	
	= 87,5631 L/jam	

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Setiap kegiatan industri selain menghasilkan produk juga menghasilkan limbah. Limbah industri perlu ditangani secara khusus sebelum dibuang ke

lingkungan sehingga dampak buruk ke lingkungan maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

Sumber-sumber limbah pada pembuatan pabrik meliputi:

1. Limbah cair-padat dari pencucian peralatan pabrik, limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.
2. Limbah dari pemakaian air domestik, limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair.
3. Limbah cair dari laboratorium, limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan serta digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

Perhitungan untuk Sistem Pengolahan Limbah

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik adalah sebagai berikut:

1. Pencucian peralatan pabrik diasumsikan sebesar 500 L/jam.
2. Domestik dan kantor, diperkirakan air buangan tiap orang untuk:
 - Domestik = 10 L/hari (Metcalf & Eddy, 1991)
 - Kantor = 20 L/hari (Metcalf & Eddy, 1991)Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor
 - = jumlah karyawan x limbah
 - = 180 x 30
 - = 5.400 L/hari
 - = 225 L/jam
3. Laboratorium, limbah cairnya diperkirakan sebesar 20 L/jam (Metcalf & Eddy, 1991). Sehingga total buangan air sebesar 657,5 L/jam atau setara dengan 0,66 m³/jam. Limbah pabrik yang mengandung bahan organik harus mempunyai pH = 5 (Hammer, 1998). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6. Untuk menetralkan limbah digunakan soda

abu (Na_2CO_3) untuk menetralkan pH air limbah adalah 0.15 g Na_2CO_3 /30 ml air (Kep - 42/MENLH/10/1998).

Jumlah air buangan = 745 L/jam
Kebutuhan Na_2CO_3 = 0,00894 kg/jam

Bak Penampungan (BP)

Fungsi : Tempat menampung air buangan sementara
Bahan konstruksi : Beton kedap air
Laju volumetrik = 0,75 m³/jam
Waktu penampungan = 10 hari
Volume air buangan = 178,800 m³
Volume bak terisi = 90%
Volume bak aktual = 198,6667 m³

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

- Panjang bak (p) = 2 x lebar bak (l)
- Tinggi bak (t) = Lebar bak (l)
Volume bak = p x l x t
198,6667 m³ = 2l x l x l
Lebar bak = 4,6313 m
Sehingga, panjang bak = 9,2625 m
Lebar bak (l) = 4,6313 m
Tinggi bak (t) = 4,6313 m
Luas bak = 198,6667 m²

Bak Pengendapan Awal

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan
Bahan konstruksi : Beton kedap air
Laju volumetrik = 17,88 m³/hari
Waktu penampungan = 2 hari
Volume air buangan = 828,240 m³
Volume bak terisi = 90%

$$\text{Volume bak aktual} = 953,6 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- Panjang bak (p)} = 2 \times \text{lebar bak (l)}$$

$$\text{- Tinggi bak (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Volume bak} = p \times l \times t$$

$$953,6 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$\text{Lebar bak} = 7,8123 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga, panjang bak} = 15,6246 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak (l)} = 7,8123 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak (t)} = 7,8123 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 953,6000 \text{ m}^2$$

Bak Netralisasi

Fungsi : Tempat menetralkan pH limbah

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Laju volumetrik = $0,75 \text{ m}^3/\text{hari}$

Waktu penampungan = 10 hari

Volume air buangan = $178,800 \text{ m}^3$

Volume bak terisi = 90%

Volume bak aktual = $198,6667 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- Panjang bak (p)} = 2 \times \text{lebar bak (l)}$$

$$\text{- Tinggi bak (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Volume bak} = p \times l \times t$$

$$198,6667 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$\text{Lebar bak} = 4,6313 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga, panjang bak} = 9,2625 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak (l)} = 4,6313 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak (t)} = 4,6313 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 198,6667 \text{ m}^2$$

Pengolahan Limbah dengan Sistem Activated Sludge (Lumpur Aktif)

Proses lumpur aktif merupakan proses aerobis dimana flok biologis (lumpur yang mengandung biologus) tersuspensi di dalam campuran lumpur mengandung O_2 . Biasanya mikroorganisme yang digunakan merupakan kultur campuran. Flok biologis ini sendiri merupakan makan bagi mikroorganisme ini sehingga akan diresirkulasi kembali ke tangki aerasi.

$$\text{Laju volumetrik (Q)} = 17.880,00 \text{ L/hari}$$

$$\text{BOD}_5 (\text{So}) = 783 \text{ mg/L} \quad (\text{Beckart Environmental, Inc., 2004})$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 95\% \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$\text{Koefisien cell yield (Y)} = 0,8 \text{ VSS/mg BOD}_5 \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$\text{Koefisien endogeneus} = 0,025 / \text{hari} \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$\text{Mix. Liquor sus solid} = 441 \text{ mg/L} \quad (\text{Beckart Environmental, Inc., 2004})$$

$$\text{Mix. Volatile sus solid} = 353 \text{ mg/L} \quad (\text{Beckart Environmental, Inc., 2004})$$

Direncanakan:

$$\text{Waktu tinggal} = 10 \text{ hari}$$

1. Penentuan BOD Effluent (S)

$$E = \frac{S_o - S}{S_o} \times 100\%$$

$$95\% = \frac{783 - S}{783} \times 100\%$$

$$S = 39,15$$

1. Penentuan Volume Bak Aerasi (V_r)

$$\begin{aligned} V_r &= \frac{\phi \times Q \times Y (S_o - S)}{X ((1 + kd) \times 10)} \\ &= \frac{10 \times 178.80,00 \times 0,8 (783 - 39,15)}{353 \times ((1 + 0,025) \times 10)} \\ &= 29,4066 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Penentuan Ukuran Bak Aerasi

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- Panjang bak (p)} = 2 \times \text{lebar bak (l)}$$

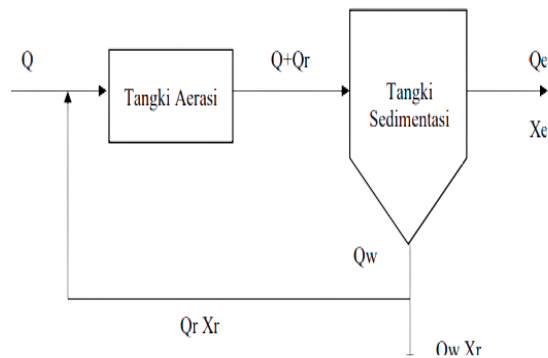
$$\text{- Tinggi bak (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Volume bak} = p \times l \times t$$

$$29,4066 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

Lebar bak = 2,3499 m
 Sehingga, panjang bak = 4,6998 m
 Lebar bak (l) = 2,3499 m
 Tinggi bak (t) = 2,3499 m
 Luas bak = 25,9528 m²

3. Penentuan Jumlah Flok yang Diresirkulasi (Qr)



Asumsi:

$$Q_e = Q = 4723,40 \text{ gal/hari}$$

$$\begin{aligned}
 X_e &= \text{Konsentrasi volatile suspended solid pada effluent} = 0,10\% \\
 &= 0,353 \text{ mg/l}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 X_r &= \text{Konsentrasi volatile suspended solid pada tangki aerasi} \\
 &= 352,647 \text{ mg/l}
 \end{aligned}$$

$$P_x = \text{Net waste activated sludge yang diproduksi setiap hari (kg/hari)}$$

$$Y_{obs} = \text{Observed yield (gr/gr)}$$

$$= \frac{Y}{1 + (k_d \times \phi)}$$

$$= \frac{0,8}{1 + (0,025 \times 10)}$$

$$= 0,64$$

$$\begin{aligned}
 P_x &= Y_{obs} \times Q \times (S_o - S) \\
 &= 0,64 \times 4723,40 \times (783 - 39,15) \\
 &= 2.248.638,934
 \end{aligned}$$

Neraca massa pada tangki sedimentasi

$$\begin{aligned}\text{Akumulasi} &= \text{jumlah massa masuk} - \text{jumlah massa keluar} \\ 0 &= (Q + Q_r)X - Q_e X_e - Q_w X_r \\ 0 &= Q_x + Q_r X - Q(0.001X) - P_x \\ Q_r &= \frac{Q_x(0.001 - 1) + P_x}{X} \\ &= 1.651,4091\end{aligned}$$

Tangki Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian diresirkulasikan kembali ke tangki aerasi

Laju alir	= 6,2513 m ³ /hari
Overflow	= 33 m ³ /m ² hari
Waktu tinggal	= 2 jam
Vol. tangki	= 0,5209 m ³
Luas tangki	= 0,1894 m ²
Diameter tangki	= 0,4911 m
Kedalaman tangki	= 2,75 m
Tinggi tangki	= 3,575 m

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

5.7.1 Pompa Air Sungai

Fungsi	: Memompakan air dari sungai ke deaerator
Jenis	: Pompa sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: Commercial steel
Laju alir	= 15,7292 lb/s
Densitas air	= 997,08 kg/m ³

$= 62,2462074 \text{ kg/ft}^3$
 Viskositas air $= 0,8 \text{ cp}$
 $= 0,0005 \text{ lb/fts}$
 alir vol $= 4,1100 \text{ ft}^3/\text{s}$
 ID optimum $= 12,6046 \text{ in}$

Dipilih pipa 8 in schedule 40, dengan data sebagai berikut:

OD $= 8,625 \text{ in}$
 ID $= 7,981 \text{ in}$
 A $= 2,258 \text{ ft}^2$

Kecepatan laju alir, V $= 0,1119 \text{ ft/s}$

Reynold number $= 8.612,4748 > 4100$, aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc. 80 diperoleh $\epsilon/D = 0,00052$

diperoleh f $= 0,0040$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap	$= 20 \text{ ft}$
- 1 buah gate valve fully open L/D 1:3	$= 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D : 30	$= 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance $K = 0,5$ L/D 27	$= 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D 55	$= 17,545 \text{ ft}$
Total panjang	$= 74,708 \text{ ft}$
Direncanakan ketinggian maksimal	$= 15 \text{ ft}$
Kerugian akibat gesekan	$= 0,0006 \text{ lb/lbf}$
Ws	$= 15,0006 \text{ ft.lbf/lbm}$
Whp	$= 0,1900 \text{ Hp}$
Efisiensi pompa	$= 0,3800 \text{ Hp}$
Efisiensi motor	$= 0,2375 \text{ Hp}$
	$= 1 \text{ Hp}$

5.7.2 Bak Air Baku

Fungsi : Untuk menyimpan air baku sementara
 Jumlah : 1 unit

Bahan : Beton kedap air
 Aliran : Horizontal
 Kebutuhan : 3 hari
 Faktor kelonggaran : 20%
 Laju alir = 15,7292 lb/s
 Densitas air = 997,08 kg/m³
 = 62,2462 kg/ft³
 Viskositas air = 0,8 cp
 = 0,0005 lb/fts
 Laju alir vol = 0,2527 ft³/s
 Volume bak = 1.854,7125 m³
 Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:
 - Panjang bak (p) = 2 x lebar bak (l)
 - Tinggi bak (t) = Lebar bak (l)
 Volume bak = p x l x t
 1854,7125 m³ = 2l x l x l
 Lebar bak = 9,7517 m
 Sehingga, panjang bak = 19,5035 m
 Lebar bak (l) = 9,7517 m
 Tinggi bak (t) = 9,7517 m
 Luas bak = 1.854,71 m²

5.7.3 Pompa Air Baku

Fungsi : Memompakan air dari bak air baku menuju clarifier
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Jumlah : 1 unit
 Bahan : Commercial steel
 Laju alir = 15,7292 lb/s
 Densitas air = 997,08 kg/m³
 = 62,2462 kg/ft³
 Viskositas air = 0,8 cp

$= 0,0005 \text{ lb/fts}$
 Laju alir vol $= 4,1100 \text{ ft}^3/\text{s}$
 ID optimum $= 12,6046 \text{ in}$
 Dipilih pipa 8 in schedule 40, dengan data sebagai berikut:
 OD $= 8,625 \text{ in}$
 ID $= 7,981 \text{ in}$
 A $= 2,258 \text{ ft}^2$
 Kecepatan laju alir, V $= 0,1119 \text{ ft/s}$
 Reynold number $= 8.612,4748 > 4100$, aliran turbulen
 Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.
 80 diperoleh $\epsilon/D = 0,00052$ diperoleh $f = 0,0040$
 Sistem perpipaan
 - Panjang pipa lurus saluran isap $= 20 \text{ ft}$
 - 1 buah gate valve fully open $L/D \text{ 1:3} = 4,147 \text{ ft}$
 - 3 buah elbow $90^\circ L/D : 30 = 28,71 \text{ ft}$
 - 1 buah entrance $K = 0,5 L/D \text{ 27} = 4,306 \text{ ft}$
 - 1 buah exit $L/D \text{ 55} = 17,545 \text{ ft}$
 Total panjang $= 74,708 \text{ ft}$
 Direncanakan ketinggian maksimal $= 15 \text{ ft}$
 Kerugian akibat gesekan $= 0,0006 \text{ lb/lbf}$
 $W_s = 15,0006 \text{ ft.lbf/lbm}$
 $W_{hp} = 0,1900 \text{ Hp}$
 Efisiensi pompa $= 0,3800 \text{ Hp}$
 Efisiensi motor $= 0,2375 \text{ Hp}$
 Efisiensi motor $= 1 \text{ Hp}$

5.7.4 Tangki Tawas

Fungsi : Membuat larutan aluminium sulfat 30%
 Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Jumlah	: 1 unit
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Alum yang digunakan	= 50 ppm
Laju alir	= 1,2842 kg/jam
Densitas	= 1363,0000 kg/m ³ = 85,0890 lbm/ft ³
Kebutuhan perancangan	= 4 hari
Volume larutan	= 0,3015 m ³
Volume tangki	= 0,3618 m ³
Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki adalah 1:1	
V	= $\frac{1}{4}\pi D^2 H$
0,3618	= $\frac{1}{4}\pi D^3$
D	= 0,7723 m
H	= 0,7723 m
Tinggi cairan	= 0,6436 m
P hidrostatik	= 8596,8078 Pa = 8,5968 kPa
Tekanan udara luar	= 101,3250 kPa
P operasi	= 109,9218 kPa
Faktor kelonggaran	= 5%
P desain	= 115,4179 kPa
Allowable stress	= 12650 psi = 87219 kPa
Joint efficiency	= 0,80
Ef. sambungan	= 0,80
Tebal shell tangki	= 0,0006 m = 0,0252 in
Tebal shell standar	= 0,17 in
<u>Daya pengaduk</u>	
Jenis pengaduk	: Flat 6 blade turbine
Jumlah baffle	: 4 buah

Dt, diameter tangki	30,406 in = 0,7723 m
Di, diameter pengaduk	10,135 in = 0,2574 m
Zr, tinggi tangki	30,406 in = 0,7723 m
Zl, tinggi cairan tangki	25,339 in = 0,6436 m
Zi	7,6016 in = 0,1931 m
wi, tinggi pengaduk	2,0271 in = 0,0515 m
L, lebar pengadul	2,5339 in = 0,0644 m
wb, lebar baffle	3,0406 in = 0,0772 m

Viskositas aluminium sulfat = 0,0006 lbm/ft.s (Krik Othmer, 1967)

Bilangan reynold = 13.940.841,8 > 10.000

Power pengaduk = 168,89 ft/lbs
= 3,11 hp
= 3,89 hp
= 4,00 hp

5.7.5 Tangki Ca(H)₂

Fungsi : Membuat larutan soda abu 30%
Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Jumlah : 1 unit
Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
Konsentrasi = 30% berat
Laju alir = 0,6935 kg/jam
Densitas = 1.327,0000 kg/m³
= 82,8450 lbm/ft³
Kebutuhan perancangan = 15 hari
Volume larutan = 0,6271 m³
Volume tangki = 0,7525 m³
Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki adalah 1:1
 $V = \frac{1}{4}\pi D^2 H$

0,7525	$= \frac{1}{4}\pi D^3$
D	= 0,9859 m
H	= 0,9859 m
Tinggi cairan	= 0,8215 m
P hidrostatik	= 10.683,8784 Pa
	= 10,6839 kPa
Tekanan udara luar	= 101,3250 kPa
P operasi	= 122,0089 kPa
Faktor kelonggaran	= 5%
P desain	= 117,6093 kPa
Allowable stress	= 12.650 psi
	= 87.219 kPa
Joint efficiency	= 0,80
Ef. sambungan	= 0,80
Tebal shell tangki	= 0,0008 m
	= 0,0327 in
Tebal shell standar	= 0,17 in

Daya pengaduk

Jenis pengaduk	: Flat 6 blade turbine
Jumlah baffle	: 4 buah
Dt, diameter tangki	39 in = 0,9859 m
Di, diameter pengaduk	12,938 in = 0,3286 m
Zr, tinggi tangki	38,813 in = 0,9859 m
Zl, tinggi cairan tangki	32,344 in = 0,8215 m
Zi	9,7033 in = 0,2465 m
wi, tinggi pengaduk	2,5875 in = 0,0657 m
L, lebar pengaduk	3,2344 in = 0,0822 m
wb, lebar baffle	3,8813 in = 0,0986 m
Viskositas aluminium sulfat	= 0,0006 lbm/ft.s (Krik Othmer, 1967)
Bilangan reynold	= 22.116.438,4 > 10.000

Power pengaduk = 209,9 ft/lbs
 = 3,87 hp
 = 4,84 hp
 = 5 hp

5.7.6 Clarifier

Fungsi : Memisahkan endapan yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan : Carbon Steel SA-53, grade B

Laju massa air = 25.684,6768 kg/jam

Laju massa alum = 1,2842 kg/jam

Laju massa soda = 0,6935 kg/jam

Laju massa total = 25.686,6545 kg/jam

Densitas air = 997,08 kg/m³

Densitas alum = 1.363,0 kg/m³

Densitas soda = 1.327,0 kg/m³

Densitas larutan = 62,2462 lb/ft³

Densitas partikel = 84,288 lb/ft³

Terminal velocity = 2,3098 cm/s

Laju volumetric = 0,0072 m³/s

Diameter clarifier = 4,2297 m

Tinggi clarifier = 6,3445 m

Waktu pengendapan = 274,6744 s
 = 4,5779 menit

Direncanakan digunakan bahan konstruksi CarbonSteel Sa-53 grade B. Dari tabel

13.1 Brownell & Young diperoleh data:

Allowable stress = 12750 psi

Efisiensi sambungan = 0,8

Umur alat (rencana) = 10 tahun

Faktor korosi = 0,125 in

Tekanan operasi = 14,7 psi

Tekanan hidrostatik = 2,7425 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan desain = 3,29 psi

Daya yang dibutuhkan = 1 hp

5.7.7 Tangki Air Bersih

Fungsi : Menampung air keluaran sand filter

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir = 417.790,2691 kg/jam

Densitas = 997,0800 kg/m³

Tangki filter dirancang untuk penampungan 1/4 jam operasi dengan volume bahan

penyaring = 1/3 volume tangki.

Volume air = 104,7534 m³

Faktor keamanan = 5%

Volume total = 146,6548 m³

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki 3 : 1

Diameter tangki = 3,9630 m

Tinggi tangki = 11,8891 m

Tinggi penyaring = 2,972 m

Tinggi air = 8,917 m

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter dalam adalah 1:4

Tinggi tutup tangki = 0,9907 m

Tekanan air = 9,6811 kPa

Tekanan udara = 101,325 kPa

Tekanan operasi = 11,0061 kPa

Faktor keamanan = 5%

Tekanan desain = 116,5564 kPa

5.7.8 Cation Exchanger

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellpsoidal

Jumlah : 1 unit

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Laju alir = 25.684,6768 kg/jam

Densitas = 997,0800 kg/m³

= 62,2462 lbm/ft³

Faktor kelonggaran = 20%

Dari tabel 12.4 The Nalco Water Handbook, diperoleh:

- Diameter cation exchanger = 1 ft
- Luas penampang = 0,7854 ft²
- Tinggi resin = 2,5 ft
- Tinggi silinder = 3 ft

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki, D : H = 2 :

Sehingga, H = 0,5 ft

Tinggi cation exchanger = 3,5 ft

Dari Brownell & Young diperoleh data:

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,8

Faktor korosi = 0,125 in

Tekanan hidrostatik = 14,7 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan desain = 17,64 psi

Tebal dinding = 0,1321 in

5.7.9 Anion Exchanger

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellpsoidal

Jumlah : 1 unit

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Laju alir = 25.684,6768 kg/jam

Densitas = 997,0800 kg/m³

= 62,2462 lbm/ft³

Faktor kelonggaran = 20%

Dari tabel 12.4 The Nalco Water Handbook, diperoleh:

- Diameter anion exchanger = 2 ft

- Luas penampang = 3,14 ft²

- Tinggi resin = 2,5 ft

- Tinggi silinder = 3 ft

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 1

Sehingga, H = 1 ft

Tinggi cation exchanger = 4 ft

Dari Brownell & Young diperoleh data:

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,8

Faktor korosi = 0,125 in

Tekanan hidrostatik = 14,7 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan desain = 17,64 psi

Tebal dinding = 0,139 in

5.7.10 Tangki Desinfektan

Fungsi : Membuat larutan kaporit

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Jumlah : 1 unit

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Laju alir = 1,1936 kg/jam

Densitas = 1.272,0000 kg/m³

= 79,4110 lbm/ft³

Kebutuhan perancangan = 30,0 hari

Volume larutan = 2,2521 m³

$$\text{Volume tangki} = 2,7025 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki adalah 5:6

$$V = \frac{1}{4}\pi D^2 H$$

$$2,7025 = \frac{1}{4}\pi D^3$$

$$D = 1,5097 \text{ m}$$

$$H = 1,8116 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan} = 1,5097 \text{ m}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 18.819,3216 \text{ Pa}$$

$$= 18,8193 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan udara luar} = 101,3250 \text{ kPa}$$

$$P \text{ operasi} = 120,1443 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5\%$$

$$P \text{ desain} = 126,1515 \text{ kPa}$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psi}$$

$$= 87219 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,80$$

$$\text{Ef. sambungan} = 0,80$$

$$\text{Tebal shell tangki} = 0,0014 \text{ m}$$

$$= 0,0538 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar} = 0,17 \text{ in}$$

5.7.11 Pompa Air Sanitasi

Fungsi : Memompakan air sanitasi

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan : Commercial steel

$$\text{Laju alir} = 15,7292 \text{ lb/s}$$

$$\text{Densitas air} = 997,08 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,2462 \text{ kg/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air} = 0,8 \text{ cp}$$

$$= 0,0005 \text{ lb/fts}$$

Laju alir vol = 4,1100 ft³/s

ID optimum = 12,6046 in

Dipilih pipa 8 in schedule 40, dengan data sebagai berikut:

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

A = 2,258 ft²

Kecepatan laju alir, V = 0,1119 ft/s

Reynold number = 8.612,4748 > 4100, aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc. 80

diperoleh $\epsilon/D = 0,00052$

diperoleh $f = 0,0040$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D 1:3 = 4,147 ft
- 3 buah elbow 90° L/D : 30 = 28,71 ft
- 1 buah entrance $K = 0,5$ L/D 27 = 4,306 ft
- 1 buah exit L/D 55 = 17,545 ft

Total panjang = 74,708 ft

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

Kerugian akibat gesekan = 0,0006 lb/lbf

Ws = 15,0104316 ft.lbf/lbm

Whp = 0,1900 Hp

Efisiensi pompa = 0,3800 Hp

Efisiensi motor = 0,2375 Hp

= 1 Hp

5.7.12 Bak Penampung Air Demin

Fungsi : Menampung air demin

Jumlah : 1 unit

Bahan: : Beton kedap air

Aliran : Horizontal sepanjang bak sedimentasi

Kebutuhan : 1 hari
 Faktor kelonggaran : 20%
 Laju alir = 15,7292 lb/s
 Densitas air = 997,08 kg/m³
 = 62,2462 kg/ft³
 Viskositas air = 0,8 cp
 = 0,0005 lb/fts
 Laju alir vol = 4,1100 ft³/s
 Volume bak = 10.055,5567 m³
 Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:
 - Panjang bak (p) = 2x lebar bak (l)
 - Tinggi bak (t) = Lebar bak (l)
 Volume bak = p x l x t
 10.055,55667m³ = 2l x l x l
 Lebar bak = 17,1314 m
 Sehingga, panjang bak = 34,2627 m
 Lebar bak (l) = 17,1314 m
 Tinggi bak (t) = 17,1314 m
 Luas bak = 10.055,557 m²

5.7.13 Filter Water Tank

Fungsi : Menampung air dari sand filter
 Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
 Jumlah : 10 unit
 Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
 Laju alir = 41.775,8102 kg/jam
 Densitas = 997,08 kg/m³
 = 79,4110 lbm/ft³
 Kebutuhan perancangan = 1,0 hari
 Volume larutan = 3.351,8522 m³
 Volume tangki = 4.022,2227 m³

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki adalah 5:6

V	= $\frac{1}{4}\pi D^2 H$
4.022,2227	= $\frac{1}{4}\pi D^3$
D	= 17,2369 m
H	= 20,6843 m
Tinggi cairan	= 17,2369 m
P hidrostatik	= 168.428,2062 Pa
	= 168,4282 kPa
Tekanan udara luar	= 101,3250 kPa
P operasi	= 269,7532 kPa
Faktor kelonggaran	= 5%
P desain	= 283,2409 kPa
Allowable stress	= 12650 psi
	= 87.219 kPa
Joint efficiency	= 0,80
Ef. sambungan	= 0,80
Tebal shell tangki	= 0,0351 m
	= 1,3807 in
Tebal shell standar	= 1,50 in

5.7.14 Tangki Penampung Air Proses

Fungsi	: Menampung air proses
Jenis	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Laju alir	= 25.684,6768 kg/jam
Densitas	= 997,08 kg/m ³
	= 79,4110 lbm/ft ³
Kebutuhan perancangan	= 1,0 hari
Volume larutan	= 33.518,5222 m ³
Volume tangki	= 40.222,2267 m ³

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki adalah 5:6

V	= $\frac{1}{4}\pi D^2 H$
40.222,2267	= $\frac{1}{4}\pi D^3$
D	= 37,1357 m
H	= 44,5629 m
Tinggi cairan	= 37,1357 m
P hidrostatik	= 362.867,5702 Pa
	= 362,8676 kPa
Tekanan udara luar	= 101,3250 kPa
P operasi	= 464,1926 kPa
Faktor kelonggaran	= 5%
P desain	= 487,4022 kPa
Allowable stress	= 12.650 psi
	= 87.219 kPa
Joint efficiency	= 0,80
Ef. sambungan	= 0,80
Tebal shell tangki	= 0,1302 m
	= 5,1279 in
Tebal shell standar	= 5,00 in

5.7.15 Tangki Penampung Air Boiler

Fungsi	: Menampung air boiler
Jenis	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Laju alir	= 25684,6768 kg/jam
Densitas	= 997,08 kg/m ³
	= 79,4110 lbm/ft ³
Kebutuhan perancangan	= 1,0 hari
Volume larutan	= 33.518,5222 m ³
Volume tangki	= 40.222,2267 m ³

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki adalah 5:6

V	= $\frac{1}{4}\pi D^2 H$
40222,2267	= $\frac{1}{4}\pi D^3$
D	= 37,1357 m
H	= 44,5629 m
Tinggi cairan	= 37,1357 m
P hidrostatik	= 362.867,5702 Pa
	= 362,8676 kPa
Tekanan udara luar	= 101,3250 kPa
P operasi	= 464,1926 kPa
Faktor kelonggaran	= 5%
P desain	= 487,4022 kPa
Allowable stress	= 12650 psi
	= 87219 kPa
Joint efficiency	= 0,80
Ef. sambungan	= 0,80
Tebal shell tangki	= 0,1302 m
	= 5,1279 in
Tebal shell standar	= 5,00 in

5.7.16 Pompa Air Proses

Fungsi	: Memompakan air proses
Jenis	: Pompa sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: Commercial steel
Laju alir	= 15,7292 lb/s
Densitas air	= 997,08 kg/m ³
	= 62,2462 kg/ft ³
Viskositas air	= 0,8 cp
	= 0,0005 lb/fts
Laju alir vol	= 4,1100 ft ³ /s

ID optimum = 12,6046 in

Dipilih pipa 8 in schedule 40, dengan data sebagai berikut:

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

A = 2,258 ft²

Kecepatan laju alir, V = 0,1119 ft/s

Reynold number = 8.612,4748 > 4100, aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc. 80

diperoleh $\epsilon/D = 0,00052$

diperoleh $f = 0,0040$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D 1:3 = 4,147 ft
- 3 buah elbow 90° L/D : 30 = 28,71 ft
- 1 buah entrance K= 0,5 L/D 27 = 4,306 ft
- 1 buah exit L/D 55 = 17,545 ft
- Total panjang = 74,708 ft
- Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft
- Kerugian akibat gesekan = 0,0006 lb/lbf

W = 15,0006ft.lbf/lbm

Whp = 0,1900 Hp

Efisiensi pompa = 0,3800 Hp

Efisiensi motor = 0,2375 Hp

= 1 Hp

5.7.17 Pompa Air Umpan Boiler

Fungsi : Memompakan air umpan menuju boiler

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan : Commercial steel

Laju alir = 15,7292 lb/s

Densitas air = 997,08 kg/m³
= 62,2462074 kg/ft³

Viskositas air = 0,8 cp
= 0,0005 lb/fts

Laju alir vol = 4,1100 ft³/s

ID optimum = 12,6046 in

Dipilih pipa 8 in schedule 40, dengan data sebagai berikut:

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

A = 2,258 ft²

Kecepatan laju alir, V = 0,1119 ft/s

Reynold number = 8.612,4748 > 4100, aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc. 80

diperoleh $\epsilon/D = 0,00052$

diperoleh $f = 0,0040$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap	= 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D 1:3	= 4,147 ft
- 3 buah elbow 90° L/D : 30	= 28,71 ft
- 1 buah entrance K= 0,5 L/D 27	= 4,306 ft
- 1 buah exit L/D 55	= 17,545 ft
Total panjang	= 74,708 ft
Direncanakan ketinggian maksimal	= 15 ft
Kerugian akibat gesekan	= 0,0006 lb/lbf
Ws	= 15,0006ft.lbf/lbm
Whp	= 0,1900 Hp
Efisiensi pompa	= 0,3800 Hp
Efisiensi motor	= 0,2375 Hp

5.7.18 Pompa Air Pendingin

Fungsi : Memompa air softener

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan : Commercial steel

Laju alir = 15,7292 lb/s

Densitas air = 997,08 kg/m³
= 62,2462 kg/ft³

Viskositas air = 0,8cp
= 0,0005 lb/fts

Laju alir vol = 4,1100 ft³/s

ID optimum = 12,6046 in

Dipilih pipa 8 in schedule 40, dengan data sebagai berikut:

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

A = 2,258 ft²

Kecepatan laju alir, V = 0,1119 ft/s

Reynold number = 8.612,4748 > 4100, aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc. 80

diperoleh $\epsilon/D = 0,00052$

diperoleh $f = 0,0040$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D 1:3 = 4,147 ft
- 3 buah elbow 90° L/D : 30 = 28,71 ft
- 1 buah entrance K= 0,5 L/D 27 = 4,306 ft
- 1 buah exit L/D 55 = 17,545 ft

Total panjang = 74,708 ft

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

Kerugian akibat gesekan = 0,0006 lb/lbf

Ws	= 15,0006ft.lbf/lbm
Whp	= 0,1900 Hp
Efisiensi pompa	= 0,3800 Hp
Efisiensi motor	= 0,2375 Hp
	= 1 Hp

5.7.19 Sand Filter

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari clarifier

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir = 25684,6768 kg/jam

Densitas = 997,0800 kg/m³

Tangki filter dirancang untuk penampungan 1/4 jam operasi dengan volume bahan

penyaring = 1/3 volume tangki.

Volume air = 104,7454 m³

Faktor keamanan = 5%

Volume total = 146,6435347 m³

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki 3 : 1

Diameter tangki = 3,9629 m

Tinggi tangki = 11,8888 m

Tinggi penyaring = 2,9722 m

Tinggi air = 8,9166 m

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter dalam adalah 1:4

Tinggi tutup tangki = 0,9907 m

Tekanan air = 9,6808 kPa

Tekanan udara = 101,325 kPa

Tekanan operasi = 111,0058 kPa

Faktor keamanan = 5%

Tekanan desain = 116,5561 kPa

5.7.20 Boiler

Fungsi : Untuk membangkitkan steam

Tipe : fire tube boiler

Tekanan : 469,60 kPa

Temperatur : 149,50 C

Jenis steam : saturated steam

Jumlah kebutuhan steam = 11.753,5558 kg/jam

= 25.912,1551 lb/jam

Direncanakan banyaknya steam yang disupply adalah 20% excess, maka:

Kebutuhan steam = 14.104,2670 kg/jam

Make up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess maka:

Make up steam = 12.928,9114 kg/jam

Sehingga, jumlah steam yang harus dihasilkan boiler adalah:

Massa steam = 12.928,9114 kg/jam

= 28.503,3707 lb/jam

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi sebagai berikut:

Suhu = 370°C = 698°F

Tekanan = 5,5 atm = 80,8277 psi

Suhu umpan = 30 °C = 86°F

Dari persamaan 8-3, Kusnarjo (2010), hal. 108 didapatkan kapasitas boiler (Q)

$$Q = \frac{ms \times (H_g - H_l)}{1000}$$

Dimana:

ms : massa steam yang dihasilkan boiler (lb/jam)

H_g : entalpi steam pada 28°F

H_l : entalpi air masuk pada 86°F

Dari appendix A.2-9 Geankoplis, hal. 859 didapatkan:

H_l = 452,6 btu/lbm

H_g = 1.890,2 btu/lbm

Maka:

$$Q = \frac{28.503,37066 \times (1890,2 - 452,6)}{1000}$$

$$Q = 40.976,44566 \text{ btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi boiler} &= \frac{ms \times (hg - hf)}{1175,34 \times 34,5} \\ &= \frac{28.503,37066 \times (1890,2 - 452,6)}{1175,34 \times 34,5} \end{aligned}$$

$$= 1.010,5357 \text{ Hp}$$

Panas yang dipindahkan oleh permukaan a = 19098,44 btu/jam.ft²

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan panas} &= \frac{40.976,44566}{19.098,44} \\ &= 2,14554 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor evaporasi} &= \frac{Hg - Hf}{970,3} \\ &= \frac{1.890,2 - 452,6}{970,3} \\ &= 1,4816 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam} \\ &= 1,4816 \times 28.503,371 \\ &= 42.230,6974 \text{ lb/jam} \\ &= 19.155,5221 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33 API denga Hv:

$$Hv = 132.000 \text{ btu/lb}$$

Diperkirakan efisiensi biler 80%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{ms \times (hg - hf)}{\text{efisiensi} \times Hv} \\ &= \frac{28.503,37066 \times (1.890,2 - 452,6)}{80\% \times 132.000} \\ &= 388,0345 \text{ lb/jam} \\ &= 176,0095 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.7.21 Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan prose dengan menggunakan media pendingin udara

Tipe : *Inducted draft cooling tower*

Sistem : Kontak langsung dengan udara di dalam cooling tower

Jumlah air yang harus didinginkan = 19.155,5221 kg/jam
= 19,2116 m³/jam
= 84,5863 gpm

Digunakan udara sebagai pendingin dengan humidity 80%

Suhu air masuk = 52,00 °C = 125,6 °F

Suhu air keluar = 30,00 °C = 86,0 °F

Suhu dry bulb udara = 30,00 °C = 86,0 °F

Suhu wet bulb udara = 22,00 °C = 71,6 °F

Temperature approach = T₂ - T_{wb}
= 8,00 °C = 46,4 °F

Cooling range = T₁ - T₂
= 22,00 °C = 71,6 °F

Konsentrasi air = 2 gal/min.ft² (Fig. 12.14, Perry's Handbook, 1997)

Luas menara = Q / C_w ft²
= 3,9292 m²

Dimensi P/L = 1

Sehingga diperoleh:

Lebar menara = 6,5033 ft
= 0,6042 m

Panjang menara = 6,5033 ft
= 0,6042 m

Dimensi basin:

Holding time = 0,5 jam

Volume = jumlah air x holding time
= 9,6058 m³

Menghitung daya motor penggerak fan cooling tower

Fan Hp = 0,031 hp/ft² (Fig. 12.15, Perry's Handbook, 1997)

Tenaga yang dibutuhkan = Luas cooling tower x fan hp
= 1,3111 hp

Efisiensi fan	= 75%
Fan power	= 1,7481 hp
Efisiensi motor dipilih	= 85%
Daya motor	= 2,0566 hp
	= 2,0000 hp
Kebutuhan zat aditif	
Dispersant	= 0,0096 m ³ /jam
Inhibitor	= 0,0019 m ³ /jam

BAB VI

ANALISA EKONOMI

6.1 Metode Penafsiran Harga

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsirkan harga peralatan diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga dapat ditafsirkan harga peralatan pada saat ini. Maka untuk menafsirkan harga saat ini digunakan persamaan pada "Ulrich" 1984, hal. 269:

$$\text{harga sekarang} = \frac{\text{index harga sekarang}}{\text{index harga tahun } y} \times \text{harga tahun } y$$

Tabel 6.1 Chemical engineering Plant Cost Index untuk All Industry

Xi	Yi (Index)
1995	381,10
1996	386,50
1997	389,50
1998	390,60
1999	394,10
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,90
2010	550,80
2011	585,70

Xi	Yi (Index)
2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10
2015	556,80
2016	541,70
2017	567,50
2018	603,10
2019	607,50
2020	596,20

Dengan metode Least Square (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan suatu persamaan :

$$Y = m \cdot x + C$$

Dimana:

Y = tahun

X = index harga

C = konstanta

6.2 Harga Peralatan

Tabel 6.2 Harga Peralatan Alat Proses

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga satuan (\$)		Total (\$)
			2014	2025	
1	Silo karbit	2	\$164.600	\$189.314	\$378.629
2	Tangki aseton	2	\$164.600	\$189.314	\$378.629
3	Tangki asetilen	2	\$164.600	\$189.314	\$378.629
4	Mixer	1	\$162.400	\$186.784	\$186.784
5	Reaktor CSTR	3	\$480.400	\$552.531	\$1.657.594
6	Heat exchanger-01	1	\$28.000	\$32.204	\$32.204
7	Heat exchanger-02	1	\$25.499	\$29.328	\$29.328

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga satuan (\$)		Total (\$)
			2014	2025	
8	Cooler-01	1	\$25.500	\$29.329	\$29.329
9	Cooler-02	1	\$25.500	\$29.329	\$29.329
10	Centrifuge	1	\$17.600	\$20.243	\$20.243
11	Screw conveyor	1	\$3.800	\$4.371	\$4.371
12	Condenser	1	\$25.500	\$29.329	\$29.329
13	Bucket elevator	1	\$23.300	\$26.798	\$26.798
16	Reboiler	1	\$46.700	\$53.712	\$53.712
20	Pompa	22	\$17.400	\$20.013	\$440.277
21	Accumulator	2	\$36.000	\$41.405	\$82.811
22	Menara distilasi	2	\$254.100	\$292.253	\$584.506
Total harga peralatan					\$4.342.501

Tabel 6.3 Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga satuan (\$)		Total (\$)
			2014	2025	
1	Pompa air laut	2	\$15.100	\$17.367	\$34.734
2	Pompa lumpur	2	\$15.100	\$17.367	\$34.734
3	Pompa air sanitasi	2	\$15.100	\$17.367	\$34.734
4	Pompa air proses	2	\$15.100	\$17.367	\$34.734
5	Pompa air umpan boiler	2	\$15.100	\$17.367	\$34.734
6	Pompa air softener	2	\$15.100	\$17.367	\$34.734
7	Pompa air bersih	2	\$15.100	\$17.367	\$34.734
8	Tangki tawas	1	\$121.400	\$139.628	\$139.628
9	Tangki CaH2	1	\$121.400	\$139.628	\$139.628
10	Clarifier	1	\$43.300	\$49.801	\$49.801
11	Tangki flokulasi	1	\$42.500	\$48.881	\$48.881
12	Cation exchanger	1	\$93.200	\$107.194	\$107.194

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga satuan (\$)		Total (\$)
			2014	2025	
13	Anion exchanger	1	\$93.200	\$107.194	\$107.194
14	Tangki desinfektan	1	\$42.500	\$48.881	\$48.881
15	Tangki air sanitasi	1	\$42.500	\$48.881	\$48.881
16	Tangki air proses	1	\$42.500	\$48.881	\$48.881
17	Tangki air boiler	1	\$42.500	\$48.881	\$48.881
18	Tangki koagulasi	1	\$42.500	\$48.881	\$48.881
19	Sand filter	1	\$99.800	\$114.785	\$114.785
20	Boiler	1	\$772.100	\$888.030	\$888.030
21	Cooling tower	1	\$161.540	\$185.795	\$185.795
Total harga peralatan					\$2.268.484

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Capital Investment

Modal atau Capital Investment adalah dana yang harus disediakan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik. Ada dua jenis penanaman modal, yaitu:

- Fixed Capital Investment, yaitu uang yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang terdiri dari: manufacturing dan non manufacturing.
- Working Capital adalah uang yang dikeluarkan untuk menjalankan kegiatan operasi pabrik agar menghasilkan suatu produk

Modal biasanya berasal dari dana sendiri, tapi bisa juga dari pinjaman bank. Bergantung pada rasio pinjaman terhadap dana sendiri, rasio jumlah dana sendiri atau ekuitas terhadap pinjaman yang diperoleh dari bank adalah 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain yang terkait dengan rasio modal. Karena berinvestasi dengan harapan mendapat untung dari investasi tersebut, ciri-ciri investasi yang baik, antara lain :

- Investasi cepat kembali.
- Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum).
- Aman baik secara hukum teknologi dan lain sebagainya.

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk pembuatan produk dari bahan dasar yang merupakan jumlah dari direct, indirect dan fixed manufacturing cost.

- a. Direct cost, yaitu pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk antara lain raw material, labor (buruh), supervisi, maintenance, plant supplies, royalties and patent, utilitas.
- b. Indirect cost, yaitu pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik. Yang termasuk dalam indirect cost adalah payroll overhead, laboratory, plant overhead, packaging, shipping.
- c. Fixed manufacturing cost, yaitu harga yang berkaitan dengan fixed capital cost dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung dari waktu dan tingkat produksi. Yang termasuk fixed manufacturing cost yaitu depreciation (penyusutan), property taxes (pajak) dan insurance.

6.3.3 General Expense

General expense meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost. General expense terdiri dari:

- a. Administrasi Beban administrasi termasuk gaji manajerial, biaya hukum dan biaya audit, dan biaya peralatan kantor. Total biaya administrasi diperkirakan 2- 3% dari penjualan atau 3-6% dari biaya produksi (manufacturing Cost).
- b. Sales Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan 3 - 12% harga jual atau 5 - 22% dari manufacturing cost. Untuk produk standar kebutuhan sales expense kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan sales expense besar.

- c. Riset (penelitian) Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

6.4 Analisa Kelayakan

Untuk memperoleh keuntungan yang cukup besar untuk mengklasifikasi kemungkinan pendirian pabrik, dapat dilakukan analisis atau penilaian kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan yaitu:

6.4.1 Return of Investment (ROI)

Return on investment adalah rasio keuntungan atau kerugian investasi dengan jumlah investasi. Jumlah yang didapat atau hilang bisa disebut bunga atau untung atau rugi. Investasi mata uang dapat disebut sebagai aset, modal, pokok, dan basis biaya investasi. Pengembalian investasi biasanya dinyatakan sebagai persentase daripada desimal.

ROI tidak memberikan indikasi berapa lamanya suatu investasi. Namun, ROI sering dinyatakan dalam satuan tahunan atau disetahunkan dan sering juga dinyatakan untuk suatu tahun kalendar atau fiskal. ROI digunakan untuk membandingkan laba atas investasi antara investasi-investasi yang sulit dibandingkan dengan menggunakan nilai moneter.

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

6.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time mengacu pada jumlah tahun di mana pendapatan yang diperoleh oleh sesuatu melebihi jumlah tahun sejak investasi awal, atau jumlah tahun yang dibutuhkan untuk memperoleh keuntungan modal untuk mengembalikan modal setelah dikurangi keuntungan sebelum depresiasi.

6.4.3 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow atau biasa disingkat DCF ini adalah metode yang digunakan untuk menghitung prospek pertumbuhan alat investasi masa depan. Konsep DCF didasarkan pada gagasan bahwa jika Anda menginvestasikan

sejumlah dana, maka setelah jangka waktu tertentu, dana tersebut akan meningkat dengan persentase tertentu atau beberapa kali lipat. Disebut “Discount Cash Flow of Return” atau “ arus kas yang didiskontokan” karena metode penghitungannya adalah memperkirakan arus dana masa depan yang akan dikurangi dan menghasilkan nilai dana saat ini. Umumnya, seorang investor ingin mengetahui berapa banyak dana yang akan tumbuh setelah jangka waktu tertentu (misalnya, satu tahun) jika dia menginvestasikan sejumlah uang dalam sarana investasi tertentu.

6.4.4 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah situasi di mana perusahaan tidak memiliki untung maupun rugi. Oleh karena itu, dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik interupsi adalah perusahaan yang mempunyai ekuitas antara modal yang telah dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Semakin banyak barang yang diproduksi, semakin rendah harganya, dan semakin lama waktu yang dibutuhkan untuk mencapai BEP, namun semakin mudah untuk mengikat konsumen. Kebalikannya juga benar, semakin sedikit barang yang diproduksi maka semakin tinggi nilai jual barang tersebut dan semakin cepat BEP dicapai.

Tujuan utama dari suatu perusahaan salah satunya adalah mendapatkan keuntungan atau laba, untuk memperoleh keuntungan/laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah berikut:

- Menekan biaya produksi atau biaya operasional semaksimal mungkin, menekan biaya semaksimal mungkin, tetapi tetap menjaga tingkat harga, kualitas dan kuantitas.
- Tentukan harga jual dengan menyesuaikan tingkat keuntungan yang dibutuhkan / dibutuhkan.
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

Untuk menentukan nilai BEP dapat diperoleh dengan persamaan sebagai berikut:

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

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

6.4.5 Shut Down Point (SDP)

Analisis Shut Down Point merupakan titik pada tingkat penjualan berapa usaha perusahaan secara ekonomis tidak pantas untuk dilanjutkan. Manajemen memerlukan informasi pada pendapatan penjualan berapa usaha perusahaan secara ekonomis tidak pantas untuk dilanjutkan jika pendapatan penjualannya tidak mencukupi untuk menutupi biaya tetap tunainya. Untuk menjawab pertanyaan ini, manajemen memerlukan informasi titik penutupan usaha (Shut Down Point). (Mulyadi, 2001 : 229)

“Biaya tetap tunai adalah biaya-biaya yang memerlukan pembayaran segera dengan uang kas, seperti sewa gedung, gaji pegawai tetap dan sebagainya”. (Mulyadi, 2001 : 256)

Untuk menghitung nilai SDP dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut:

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

6.5 Hasil Perhitungan

Tabel 6.4 Physical Plant Cost

Komponen	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
PEC	\$ 4.356.823,87	Rp 70.568.129.718,00
PEI	\$ 1.873.434,26	Rp 30.344.295.778,74
Instrumen dan Control	\$ 653.523,58	Rp 10.585.219.457,70
Piping	\$ 3.746.868,53	Rp 60.688.591.557,48

Komponen	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
Electrical Equipment and Material	\$ 653.523,58	Rp 10.585.219.457,70
Insulation	\$ 348.545,91	Rp 5.645.450.377,44
Building cost	\$ 1.908.051,73	Rp 30.905.000.000,00
Land & Yard	\$ 763.838,08	Rp 12.372.000.000,00
Total	\$ 14.304.609,54	Rp 231.693.906.347,05

Tabel 6.5 Fixed Capital Investment

Fixed Capital	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
Direct Cost Plan	\$ 17.165.531,44	Rp 278.032.687.616,46
Contractor's fee	\$ 686.621,26	Rp 11.121.307.504,66
Contingency	\$ 1.716.553,14	Rp 27.803.268.761,65
Total	\$ 19.568.705,85	Rp 316.957.263.882,76

Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost

Type of Expenses	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
Raw material	\$ 4.059,71	Rp 65.755.757,68
Labor Cost	\$ 320.797,18	Rp 5.196.000.000,00
Supervision	\$ 32.079,72	Rp 519.600.000,00
Maintenance	\$ 1.174.122,35	Rp 19.017.435.832,97
Plant supplies	\$ 176.118,35	Rp 2.852.615.374,94
Royalty and patents	\$ 121.515,41	Rp 1.968.203.258,78
Utilities	\$ 3.099.136,92	Rp 50.197.185.592,63
Total	\$ 4.927.829,64	Rp 79.816.795.816,99

Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost

Type of Expenses	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
Payroll Overhead	\$ 48.119,58	Rp 779.400.000,00
Laboratory	\$ 32.079,72	Rp 519.600.000,00
Plant Overhead	\$ 160.398,59	Rp 2.598.000.000,00
Packaging and Shipping	\$ 607.577,03	Rp 9.841.016.293,89
Total	\$ 848.174,91	Rp 13.738.016.293,89

Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost

Type of Expenses	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
Depreciation	\$ 1.565.496,47	Rp 25.356.581.110,62
Property Taxes	\$ 195.687,06	Rp 3.169.572.638,83
Insurance	\$ 195.687,06	Rp 3.169.572.638,83
Total	\$ 1.956.870,58	Rp 31.695.726.388,28

Tabel 6.9 Working Capital Investment

Type of Expenses	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
Raw Material Inventory	\$ 369,06	Rp 5.977.796,15
Inproses Inventory	\$ 351.494,32	Rp 5.693.206.295,42
Product Inventory	\$ 164.030,68	Rp 2.656.829.604,53
Extended Inventory	\$ 1.104.685,51	Rp 17.892.756.897,99
Available Cash	\$ 702.988,65	Rp 11.386.412.590,83
Total	\$ 2.323.568,23	Rp 37.635.183.184,92

Tabel 6.9 General Expenses

Type of Expenses	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
Administration	\$ 231.986,25	Rp 3.757.516.154,97
Sales Expense	\$ 386.643,76	Rp 6.262.526.924,96
Research	\$ 270.650,63	Rp 4.383.768.847,47
Finance	\$ 437.845,48	Rp 7.091.848.941,35
Total	\$ 1.327.126,12	Rp 21.495.660.868,76

6.6 Analisa Keuntungan

Keuntungan = total penjualan produksi – total biaya produksi

a. Keuntungan sebelum pajak

Total sales = Rp 196.820.325.877,84

Total biaya produksi = Rp 146.746.199.367,92

Keuntungan = Rp 50.074.126.509,92

b. Keuntungan sesudah pajak

Pajak = 20%

Keuntungan = Rp 40.059.301.207,94

Kelayakan ekonomi

a. Return on Investment

ROI sebelum pajak = 15,80%

ROI sesudah pajak = 12,64%

b. Pay Out Time

POT sebelum pajak = 4,20 tahun

POT sesudah pajak = 4,85 tahun

c. Break Even Point

Fixed manufacturing cost (Fa) = \$ 1.956.870,58

Variable cost (Va) = \$ 3.832.289,07

Regulated cost (Ra) = \$ 3.270.841,60

Penjualan produk (S_a) = \$ 12.151.540,60

Nilai BEP = 48,73%

Nilai SDP = 16,27%

d. Discounted cash flow rate

Umur pabrik = 10 tahun

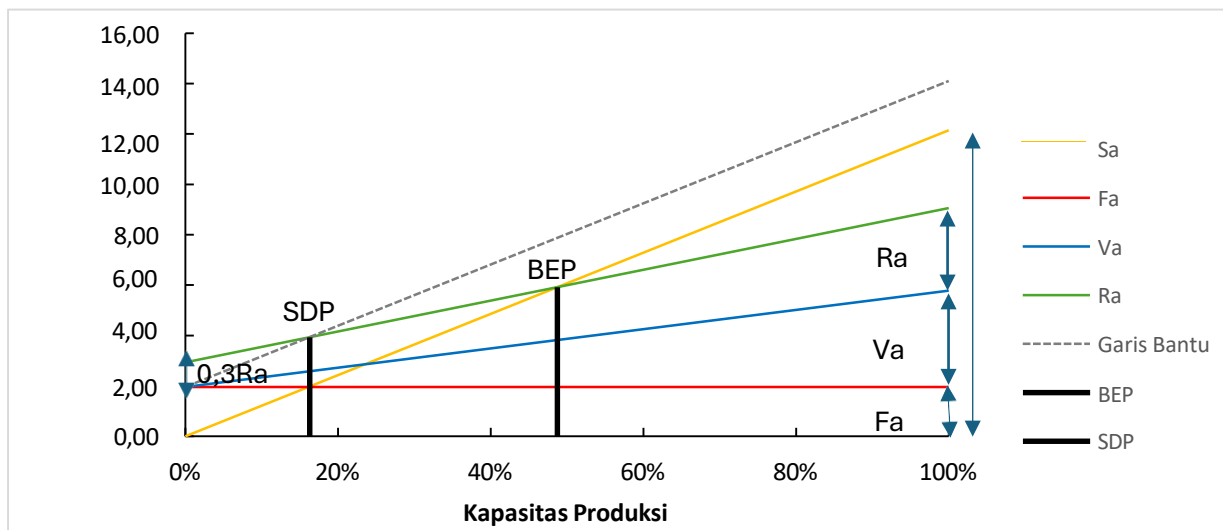
Salvage value (SV) = Rp 25.356.581.110,62

Working capital = Rp 72.507.731.259,91

Fixed capital = Rp 37.635.183.184,92

Cash flow = Rp 316.957.263.882,76

DCF = 22,68%



Gambar 6. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

Pabrik Asetilen dari batuan kalsium karbida dan air dengan kapasitas 5.000 ton/tahun, dapat disimpulkan bahwa:

1. Berdasarkan kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan jenis produk, Pabrik Asetilen yang menggunakan kalsium karbida dan air sebagai bahan baku diklasifikasikan sebagai pabrik berisiko rendah (low risk).
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
 - a. Keuntungan yang diperoleh: Keuntungan sebelum pajak Rp 50.074.126.509,92/tahun, dan keuntungan setelah pajak (20%) sebesar Rp 40.059.301.207,94/tahun.
 - b. Presentase ROI sebelum pajak sebesar 15,80%, dan ROI setelah pajak sebesar 12,64%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 % (Aries & Newton, 1955).
 - c. POT sebelum pajak selama 4,20 tahun dan POT setelah pajak selama 4,85 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).
 - d. Break Event Point (BEP) pada 48,73%, dan Shut Down Point (SDP) pada 16,27%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%
 - e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 22,68%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Asetilen dari batuan kalsium karbida dan air dengan kapasitas 5.000 ton/tahun ini layak.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries. R. S, and Newton. R. D, (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York : Mc. Graw Hill Book Co.Inc.
- Bachtler et al. 2011. *Methods For Producing Acetylene*. U.S. Patent
- Brown. G. G, and Foust. A. S, (1961). *Unit Operation*. New York : John Willey and Sons Inc.
- Brownell, Lloyd E., Young, Edwin H.. (1959). *Process equipment design : vessel design* . New Delhi: John Wiley & Sons.
- Coulson. J. M. L, and Richardson. J. F, (1983). *Chemical Engineering Design 6th ed.*, Oxford : Pergamon Press.
- Elvers, B., Hawkins, S., & Schulz, G. (1991). *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry* (Vol. 17, pp. 363-376). Hoboken, NJ: Verlag Chemie.
- Geankoplis, J.Christie, (1978). *Transport Process and Unit Operation*. Prentice Hall International.
- Kern. D. Q, (1983). *Process Heat Transfer*. New York : International Student Edition. Mc. Graw Hill Book Co. Inc.
- Keyes and Clark, 1975, “*Industrial Chemical*”, 4th Edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Kirk-Othmer, 1993, *Encyclopedia of Chemical Technology, 4th Ed.*, Vol. 10. M. Howe-Grant (Editor). John Wiley & Sons, New York.
- Levenspiel. O. (1972). *Chemical Reaction Engineering 2nd ed*. New York : John Willey and Sons Inc.
- Lu, Y., Lu, F., & Zhu, M. (2020). Nitrogen-modified metal-free carbon materials for acetylene hydrochlorination. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 113*, 198-203.
- Perry, J. H, and Chilton, C. H, (1984). *Chemical Engineering Hand Book 6th ed*. New York : Mc. Graw Hill Book Co Inc.
- Peters, M. S, & Timmerhause, K. D., (1968). *Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*, New York : Mc. Graw Hill Book Co. Inc.

- Rase, H.F. (2000). *Handbook of Commercial Catalysts: Heterogeneous Catalysts* (1st ed.). CRC Press.
- 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. 744-751.
- Sherathiya, T., Hirpara, R., Patel, M., Savaliya, D., & Patel, D. D. (2020). *Production and Kinetic Study of Acetylene Gas*. 8(3), 780–784.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (1949). *Introduction to chemical engineering thermodynamics*. Singapore: McGraw-Hill.
- Ullman, F. (1988). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry Fritz Ullmann and Wolfgang Gerhartz (Fifth, Completely Revised edition)*. : Weinheim VCH.
- Ullrich, G. D, (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York : John Willey and Sons. Inc.
- Vladimir, V. Voronin, 2018. *Acetylene in Organic Synthesis : Recent Progress and New Uses*. Molecules 2018, 23, 2442.
- Wallas, S. M, (1959). *Chemical Process Equipment*. Tokyo : Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company.
- Yan, Binhang. 2016. *Detailed Kinetic Modeling of Acetylene Decomposition/Soot Formation During Quenching of Coal Pyrolysis in Thermal Plasma*. Department of Chemical Engineering, Beijing
- Yaws, Carl L. (2003). *Yaws' handbook of thermodynamic and physical properties of chemical compounds : physical, thermodynamic and transport properties for 5,000 organic chemical compounds*. Norwich, N.Y. : Knovel

LAMPIRAN A

REAKTOR

Fungsi : Untuk mereaksikan karbid dengan air sehingga memproduksi gas asetilen

Bahan konsturksi : *stainlesssteel SA grade 3 type 304*

Tipe : Reaktor alir tangki berpengaduk

Bahan konstruksi reaktor yang dipilih adalah stainless steel SA Grade 3 Tipe 304 karena :

1. Tahan terhadap korosi.
2. Memiliki tekanan maksimum yang cukup besar

Rancangan Reaktor

Kondisi operasi :

Suhu : 150°C

Tekanan : 1 atm

Jenis reaksi : eksotermis

Konversi reaksi : 99%

Reaksi : $\text{CaC}_2 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca(OH)}_2 + \text{C}_2\text{H}_2$

Menghitung Volume Reaktor

Konponen	BM	Massa (mol/jam)	Massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fraksi massa	ρ mix (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
CaC ₂	64	24,5265	1.569,6985	2.220	0,08	177,60	1,4152
CaO	56	3,5038	196,2123	3.340	0,01	33,40	0,1769
CO ₂	44	4,4594	196,2123	1,98	0,01	0,00	0,1769
2 H ₂ O	36	490,5308	17.659,1086	998	0,90	898,20	15,9206
Ca(OH) ₂	74	0,0000	0,0000	2.200	0,00	0,00	0,0000
C ₂ H ₂	26	0,0000	0,0000	1,1772	0,00	0,00	0,0000
TOTAL		523,0205	19.621,2317	8.761	1,00	1.109,20	17,6895

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{massa umpan}}{\text{densitas umpan}} \\
 &= \frac{19621,2317}{1109,2000} \\
 &= 17,6895 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 17.689,5346 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Konsentrasi awal CaC}_2 ; C_{Ao} = 1,3865 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Konsentrasi awal H}_2\text{O} ; C_{Bo} = 27,7300 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Laju mula-mula CaC}_2 ; F_{Ao} = 24,5265 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Laju mula-mula H}_2\text{O} ; F_{Bo} = 490,5308 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konversi (X}_1\text{)} = 99\%$$

$$\text{Kinetika reaksi (k)} = \frac{F_{Ao} X}{k C_a} = 198 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu tinggal (t)} = \frac{X_1}{k (1-X_1)} = 30 \text{ menit}$$

$$M = \frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} = 20$$

$$F_{A0} \times X_1 = 24,2813 \text{ kmol/jam}$$

$$C_a = 0,0139 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = k \times C_a = 2,7453$$

$$V = F_v \times \text{waktu tinggal} = 8,8448 \text{ m}^3$$

$$V = \frac{F_{A0} X}{k C_a} = 8,8448 \text{ m}^3$$

Optimasi Reaktor

$$X_1 = \frac{F_{A0} - F_{A1}}{F_{A0}}$$

$$F_{A1} = F_{A0} - F_{A0} X_1$$

$$V_1 = \frac{F_{A0} X_1}{-r_{A1}}$$

$$X_n = \frac{X_{akhir} - (V_{coba} \times k(1 - X_{awal}))}{F_v}$$

1 RATB	
V1	8,8448
X0	0%
XA	99%

2 RATB	
V1	0,8453
V2	0,8453
X0	0,00
XA	89,5%
XB	99%

3 RATB	
V1	0,3735
V2	0,3735
V3	0,3735
X0	0%
XA	77%
XB	95%
XC	99%

4 RATB	
V1	0,2404
V2	0,2404
V3	0,2404
V4	0,2404
X0	0%
XA	67%
XB	89%
XC	96%
XD	99%

n	V1 (m³)	V2 (m³)	V3 (m³)	V4 (m³)	X0	XA	XB	XC	XD
1	8,8448	0	0	0	0%	99%	0	0	0
2	0,8453	0,8453	0	0	0%	89,5%	99%	0	0
3	0,3735	0,3735	0,3735	0	0%	77,3%	94,8%	99%	0
4	0,2404	0,2404	0,2404	0,2404	0%	67%	89%	96%	99%

n	V1 (gal)	V2 (gal)	V3 (gal)	V4 (gal)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	2336,5399	0	0	0	206100	206100
2	223,3077	223,3077	0	0	59300	118600
3	98,6724	98,6724	98,6724	0	38400	115200
4	63,5040	63,5040	63,5040	63,5040	30400	121600

Faktor keamanan = 20%

Digunakan 3 buah reaktor dengan volume masing-masing adalah 0,4482 m³.

Dimensi Reaktor

Digunakan perbandingan diameter dan tinggi reaktor adalah 1 : 1,5

$$D = \sqrt[3]{\frac{12 V}{5,5\pi}}$$

ID standar = 41,6250 in

Diameter (D) = 1,0236 m

= 40,2980 in

Height (H) = 1,5 D

= 1,5354 m

= 60,4470 in

V dish = 0,0000049 Ds³

Vsf = $\frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$, dipilih sf = 2

= 17,7053 in³

= 0,0102 ft³

V head = V dish + Vsf

= 0,0105 ft³

= 0,0003 m³

$$V \text{ reaktor} = V \text{ shell} + 2 V \text{ head}$$

$$= 0,4488 \text{ m}^3$$

$$V \text{ bottom} = 0,5 V \text{ head}$$

$$= 0,0052 \text{ ft}^3$$

$$= 0,0001 \text{ m}^3$$

$$V \text{ cairan} = V \text{ shell} - V \text{ bottom}$$

$$= 0,4481 \text{ m}^3$$

$$H \text{ cairan} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$= 0,5450 \text{ m}$$

$$= 21,4562 \text{ in}$$

Tekanan Desain

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1109,20 \text{ kg/m}^3$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho g h}{g_c}; \text{ dimana } \frac{g}{g_c} = 1$$

$$= 604,4998 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,8598 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}$$

$$= 15,5558 \text{ psi}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$P \text{ desain} = 18,6669 \text{ psi}$$

$$= 1,2702 \text{ atm}$$

Tebal Shell

$$T_s = \frac{Pr}{fE-0,6P} + C \quad (\text{Pers. 14.34, Brownell \& young, 1959; hal 275})$$

$$f = \text{maximal allowable stress} = 18570 \text{ psi}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 85\%$$

$$C = \text{factor korosi} = 0,125$$

$$T_s = 0,1488 \text{ in}$$

Dari table 5.6 nilai standar yang mendekati tebal shell adalah 3/16 yang sama dengan 0,1875 in.

Tebal head

$$P = P \text{ desain} - P \text{ lingkungan}$$

$$= 3,9710 \text{ psi}$$

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

$$= 40,6730 \text{ in}$$

Berdasarkan table 5.7 OD standar adalah:

$$OD \text{ standar} = 42 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 2,625 \text{ in}$$

$$r = 42 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{i_{cr}}} \right)$$

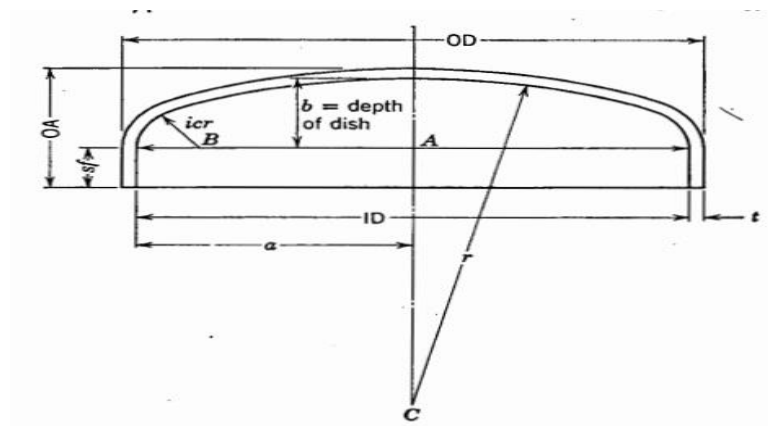
$$= 0,8125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head} = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2P} + C$$

$$= 0,1253 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi} = 0,1875 \text{ in}$$

Tinggi head



$$a = \frac{ID}{2} = 20,1490 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 6,7395 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 17,5240 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 39,3750 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 35,2605 \text{ in}$$

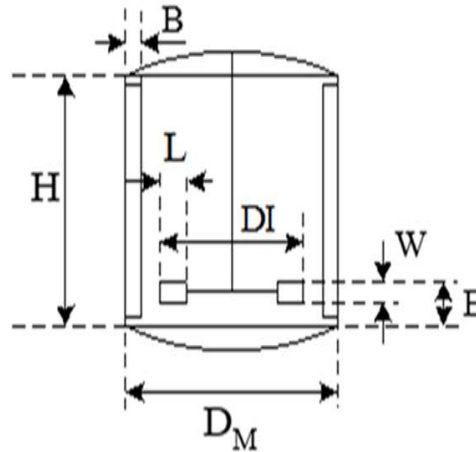
$$OA = t + b + sf = 8,9270 \text{ in}$$

Dipilih $sf = 2$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \text{ ts} \\ &= 40,2980 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H reaktor} &= 78,3011 \text{ in} \\ &= 1,9888 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pengaduk



Jenis pengaduk bisa ditentukan dari nilai viskositas keluaran reaktor

Komponen	BM	Kmol	Massa	x_i	$\mu(\text{cP})$	$x_i \cdot \mu$
CaC_2	64	0,2453	15,6970	0,0008	0,0000	0,0000
CaO	56	3,5038	196,2123	0,0100	0,0000	0,0000
CO_2	44	4,4594	196,2123	0,0100	17,8242	0,1782
$2 \text{ H}_2\text{O}$	36	466,2495	16.784,9827	0,8555	1,5228	1,3026
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	74	24,2813	1.796,8143	0,0916	0,0000	0,0000
C_2H_2	26	24,2813	631,3131	0,0322	1,99	0,0641
TOTAL		523,0205	19.621,2317	1,0000	21,3395	1,5450

Berdasarkan gambar 10.57 hal. 472 (gambar dibawah), Coulson digunakan pengaduk Propeller. Selain itu, kalau nilai viskositas dibawah 3 nilainya maka, pengaduknya adalah propeller.

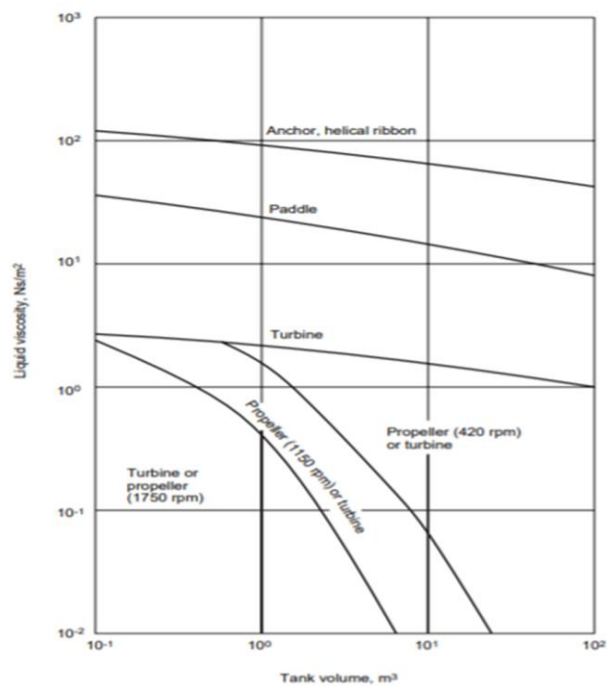


Figure 10.57. Agitator selection guide

UKURAN PENGADUK		
Diameter Pengaduk (D_i) = $ID/3$	0,3412	m
	13,4327	inch
	1,1194	ft
Tinggi Pengaduk (W) = $D_i/5$	0,0682	m
	2,6865	inch
	0,2239	ft
Lebar Penganaduk (L) = $D_i/4$	0,0853	m
	3,3582	inch
	0,2798	ft
Lebar Baffle (B) = $ID/12$	0,0853	m
	3,3582	inch
	0,2798	ft
Jarak Pengaduk Dgn Dasar Tangki (E)	0,3412	m
	13,4327	inch
	1,1194	ft

Tiinggi Cairan (hcairan = ZL) =	1,5354	m
	60,4470	inch
	5,0372	ft

Kecepatan Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi D I} \sqrt{\frac{WELH}{2 D i}}$$

Dimana:

N = kecepatan putar pengaduk, rpm

D = diameter pengaduk, ft

Zl = tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = specific gravity

WELH = water equivalent liquid height, ft

$$= Zl \times Sg$$

$$= 1,7030 \text{ m}$$

$$N = 270 \text{ rpm}$$

$$= 4 \text{ rps}$$

Power Pengaduk

$$P = \frac{N_P \rho N^3 D i^5}{g_c}$$

$$N_{Re} = \frac{N D i^2 \rho}{\mu}$$

$$N = 4 \text{ rps}$$

$$\rho = 69,2141 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_i = 1,1194 \text{ ft}$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft.lbm/s}^2.\text{lbf}$$

$$\mu = 0,0010 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{re} = 375442,6756 \text{ karena } N_{re} > 10000 \text{ } N_p = K T = 5,75$$

$$P = 2058,0280 \text{ ft.lb/s}$$

$$= 3,7415 \text{ hP}$$

$$\text{Daya motor} = 4,5078 \text{ hP}$$

$$\text{Standarisasi} = 5 \text{ hP}$$

Merancang Cerobong

$$\text{Laju alir} = 19.621,2317 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1.109,200 \text{ kg/m}^3$$

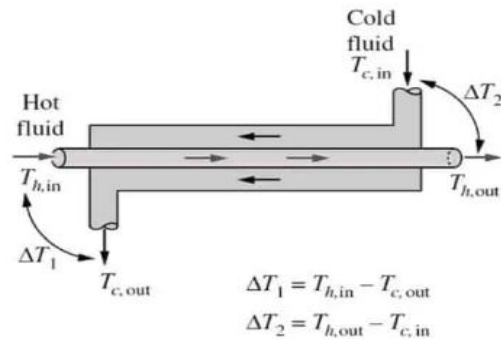
Direncanakan cerobong berbentuk silinder tanpa tutup, untuk faktor keamanan maka didesain:

$$\text{Tebal dinding cerobong (t)} = \frac{PD}{SE-0,6P} + nC$$

$$= 0,1727 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi} = 0,1875 \text{ in}$$

Identifikasi Jaket/Coil



Komponen	Celcius (C)	Kelvin (K)	Fahrenheit (F)
Th in	150	423,16	302
Th out	150	423,16	302
Tc in	30	303,16	86
Tc out	120	393,16	248

$$\Delta T_1 = 54 \text{ F}$$

$$\Delta T_2 = 216 \text{ F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$= 116,8583 \text{ F}$$

$$\text{Viskositas} = 1,5450 \text{ cP}$$

$$U_d = 100 \text{ Btu/ft}^2 \text{ F}$$

Luas perpindahan panas yang tersedia (luas selimut)

$$OD = 40,6730 \text{ in}$$

$$H \text{ selimut} = 60,4470 \text{ in}$$

$$A = \text{luas selimut reactor} + \text{luas penampang bawah reactor}$$

$$= \pi OD H_s + \frac{1}{4} \pi OD^2$$

$$= 62,6280 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q &= 134.141,8614 \text{ kJ/jam} \\ &= 127.141,9367 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\ &= 10,8800 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Jika luas transfer panas $A <$ luas selubung maka digunakan jaket pendingin.

Merancang Jaket

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket} &= \frac{Pr}{fE - 0,6P} + C \\ &= 0,1488 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID jaket} &= \text{OD shell} + 2 \text{ TJ} \\ &= 42,3750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= P \text{ desain} - P \text{ lingkungan} \\ &= 3,9713 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID shell} + 2 \text{ ts} \\ &= 42,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 48 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

$$\text{ID standar} = 47,625 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$= 0,8125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head} = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2P} + C$$

$$= 0,8500 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi} = 0,8750 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = H \text{ cairan} + H \text{ head}$$

$$= 71,0730 \text{ in}$$

Luas Transfer Panas Jaket

$$\text{De hot fluid} = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr$$

$$= 55,1429 \text{ in}$$

$$\text{De cold fluid} = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr$$

$$= 54,2470 \text{ in}$$

	Hot Fluid	Cold Fluid
A shell (in ²)	10.712,1199	10.516,84687
A head (in ²)	4.773,9535	4.620,10116
A total jacket (in ²)	15.486,0734	15.136,94803

$$\text{Luas yang dialiri hot/cold fluid} = 349,1253 \text{ in}^2$$

$$\left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} = 22525,1162$$

$$\left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} = 3,3707$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 4,2816$$

$$D_i = \text{Diameter (Reaktor)} = 3,3582 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{Densitas Campuran} = 69,2451 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas larutan} = 0,7639 \text{ Btu/lb.F}$$

$$D_i = \text{Diameter pengaduk} = 13,4327 \text{ in}$$

$$N = \text{Kecepatan pengaduk} = 16180,3471 \text{ rph}$$

$$k = \text{konduktivitas larutan} = 0,2824 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$\mu_w = \text{Viskositas larutan} = 3,7375 \text{ lb/ft.hr}$$

$$h_i = \text{koefisien perpindahan panas} = 325077,1583 \text{ Btu/ft}^2.\text{hr.F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{A_i}{A} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$D_1 = \text{diameter dalam reaktor} = 42 \text{ in}$$

$$D_2 = \text{diameter dalam jaket} = 48 \text{ in}$$

$$H_{io} = 284442,5135 \text{ Btu/ft}^2.\text{hr.F}$$

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

$$L_p = D_i = 3,3582 \text{ ft}$$

$$N = 4 \text{ rps}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1109,200 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 1,5450 \text{ cP}$$

$$C_p = 0,7639 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,2824 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

$$h_o = 425,6068 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F}$$

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o}$$

$$U_c = 429,9709 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

$$R_d = 0,001$$

$$H_D = 1/R_d$$

$$= 1000 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

$$U_D = \frac{h_D U_c}{h_D + U_c}$$

$$= 298,2313 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

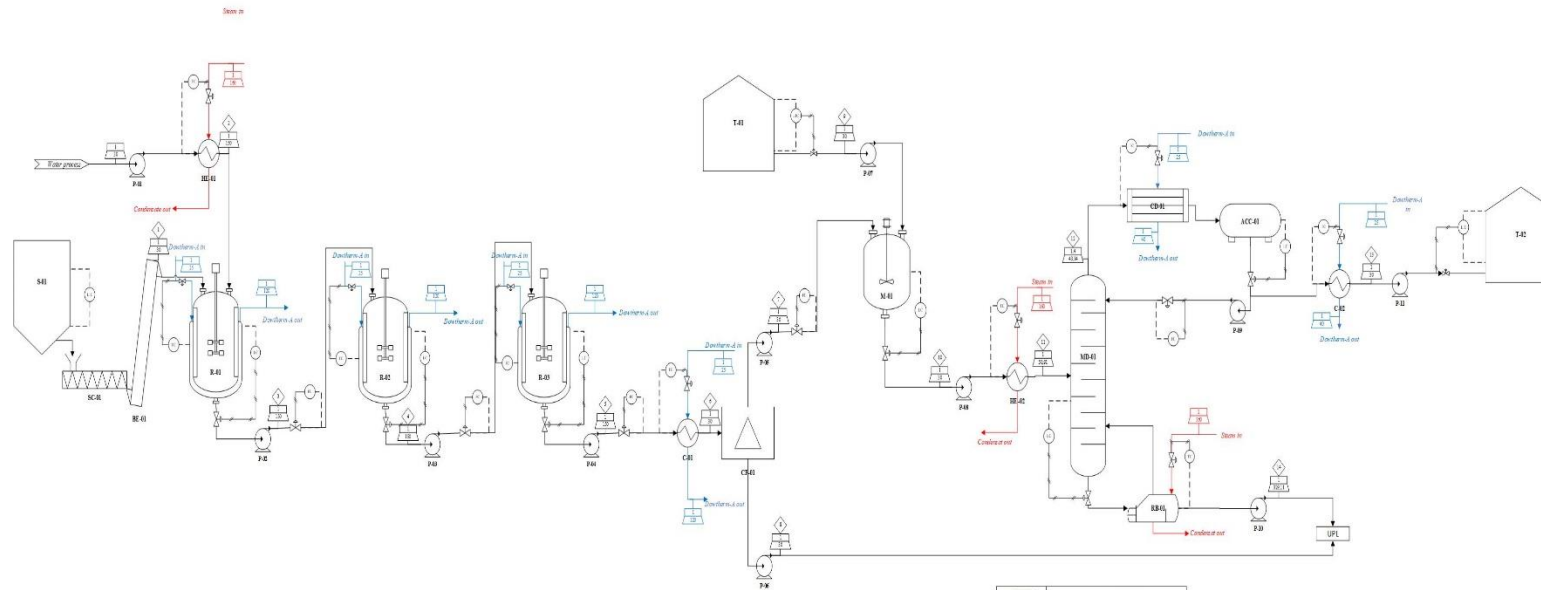
REAKTOR		
Fungsi	Untuk mereaksikan karbid dengan air sehingga memproduksi C_2H_2 dan $Ca(OH)_2$	
Harga Reaktor-01 (\$)	59300	
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	
	Bahan Konstruksi	Stainless steel SA Grade 3 Tipe 304
Kondisi Operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu (C)	150
	Waktu Tinggal (menit)	30
Dimensi Reaktor	Diameter Shell (m)	1,0236
	Tinggi Shell (m)	1,5354
	Volume Shell	0,4482
	Tinggi Reaktor (m)	1,9888
	Volume Reaktor (m^3)	0,4488
	Tinggi Head (m)	0,2267
	Tebal Head (m)	0,0048

Spesifikasi Pengaduk Reaktor	Jenis Pengaduk (m)	six-blade turbine, vertical blades
	Diameter Pengaduk (m)	0,3412
	Tinggi Pengaduk (m)	0,0682
	Lebar Pengaduk (m)	0,0853
	Lebar Baffle (m)	0,0853
	Jumlah Pengaduk	1
	Kec. Pengaduk (rpm)	270
	Power Pengaduk (HP)	5
Spesifikasi Jaket Pendingin	Tinggi (m)	1,8053
	Diameter (m)	1,076325
	Luas Selimut (m ²)	9,9910

LAMPIRAN B

PROCESS FLOW DIAGRAM ENGINEERING (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA DAN AIR KAPASITAS
5.000 TON/TAHUN



KETERANGAN GAMBAR

S	Silo	FC	Flow Indicator Controller
BE	Ball Mill	TC	Temperature Controller
SC	Steam Compressor	LI	Level Indicator
E	Exchanger	LT	Level Transmitter
BE	Ball Mill	PI	Pressure Indicator Controller
C	Classifier	TC	Temperature Indicator Controller
T	Tank		
CE	Control Valve		
SD	Steam Distill		
AL	Alarm		
GD	Gas Dryer		
RI	Reactor		
ACC	Accelerometer		
P	Pump		

Komponen	Ara 1	Ara 2	Ara 3	Ara 4	Ara 5	Ara 6	Ara 7	Ara 8	Ara 9	Ara 10	Ara 11	Ara 12	Ara 13	Ara 14
CaC ₂	1.549.6985		355.6985	10.476	0.1843	0.1843								
CaO	196.2123		196.2123	196.2123	196.2123	196.2123								
CO ₂	196.2123		196.2123	196.2123	196.2123	196.2123								
H ₂ O	17.659.1696	16.976.2285	16.786.5186	16.776.2568	16.776.2568	11.421.3054	3.355.2514	288.5339	11.649.5413	11.649.5413	11.649.5413	11.649.5413	11.649.5413	11.649.5413
Ca(OH) ₂		1.403.6980	1.750.6571	1.814.7509	1.814.7509		1.814.7509							
C ₂ H ₂		693.1912	693.2019	637.6152	637.6152	637.6152			637.6152	637.6152	637.6152	637.6152	637.6152	637.6152
CH ₃ COCH ₃									22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544
Total	1.962.1232	17.659.1696	19.621.2117	19.621.2117	19.621.2117	14.254.8329	5.366.3988	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544	22.625.0544

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM
KARBIDA DAN AIR KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

Dibuat oleh:
1. Neta Firdia Lisdiana (20521047)
2. R. Sakar Anam (20521089)

Dosen Pembimbing:
Tutut Murni, S.T., M.Eng., Dr.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Neva Farel Liscinta
 No. Mahasiswa 1 : 20521047
 Nama Mahasiswa 2 : R. Sekar Arum
 No. Mahasiswa 2 : 20521086
 Judul Pra rancangan Pabrik : PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM
 KARBIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2024
 Selesai Masa Bimbingan : 02 Oktober 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf
1.	15 Maret 2024	Pendahuluan via zoom meeting	PP
2.	13 Mei 2024	Pembahasan kapasitas pabrik yang akan dipakai	PP
3.	19 Mei 2024	Pembahasan terkait revisian Kapasitas	PP
4.	21 Mei 2024	Hasil kapasitas Pabrik 5.000 ton/tahun	PP
5.	3 Juni 2024	Penentuan spesifikasi bahan dan diagram alir kualitatif	PP
6.	12 Juni 2024	Pembahasan perhitungan neraca massa	PP
7.	17 Juli 2024	Perancangan reaktor dan perancangan alat pemisah	PP
8.	22 Juli 2024	Pembuatan proses engineering (PEFD)	PP
9.	24 Juli 2024	Perancangan penyimpanan alat bahan	PP
10.	30 Juli 2024	Perancangan alat transportasi bahan	PP
11.	3 Agustus 2024	Perhitungan neraca panas	PP
12.	5 Agustus 204	Penentuan lokasi, tata letak, stuktur organisasi perusahaan	PP
13.	16 Agustus 2024	Perancangan unit utilitas	PP
14.	28 Agustus 2024	Perhitungan evaluasi ekonomi	PP
15.	5 September 2024	Pembahasan revisi ekonomi	PP
16.	13 September 2024	Pembahasan grafik ekonomi	PP
17.	23 September 2024	Pembahasan penyusunan naskah	PP
18.	27 September 2024	Pengecekan naskah dan tanda tangan	PP

Disetujui Draft Penulisan :
 Yogyakarta, 27 September 2024.
 Pembimbing,



(Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., Dr.)

Catatan:

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