

**PRA RANCANGAN PABRIK
ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA
DAN AIR DENGAN KAPASITAS 20.000
TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

**Nama : Muhammad Doddy P Nama : Ega Galuh Ksatria
No. Mhs : 13 521 077 No. Mhs : 13 521 143**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM
KARBIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : M. Doddy Pratama Nama : Ega Galuh K.
NIM : 13521077 NIM : 13521143

Yogyakarta, 19 Januari 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Kalau nanti terbukti ada banyak bagian karya yang mencantumkan karya orang lain tanpa mencantumkan sumber, maka saya siap mengambil semua risiko dan konsekuensinya. Demikian pernyataan ini saya tulis, semoga dapat digunakan dengan baik.



M. Doddy Pratama



Ega Galuh Ksatria

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN
DARI KALSIUM KARBIDA DAN AIR
DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Muhammad Doddy Pratama

No. Mhs : 13521077

Nama : Ega Galuh Ksatria

No. Mhs : 13521143

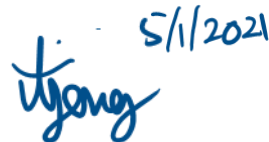
Yogyakarta, 20 November 2020

Pembimbing I,



Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.

Pembimbing II,

5/1/2021


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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIUM KARBIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : M. Doddy Pratama

Nama : Ega Galuh K

NIM : 13521077

NIM : 13521143

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, 05 Agustus 2021

Tim Penguji,

Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.,

Ketua

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.,

Anggota I

Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.,

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Ir. Suharno Rusdi Ph.D

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK ASETILEN DARI KALSIMUM KARBIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Dr. Suharno Rusdi, Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE. dan Ibu Ajeng Yulianti Dewi Lestari, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Kepada kedua orang tua kami , yang telah membesarkan dan merawat saya hingga sebesar ini, dan selalu memberikan dukungan baik moril maupun materil.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2013, yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapakan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb.

Yogyakarta, 20 November 2020

Penyusun

HALAMAN PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Abah dan Mama telah banyak melalui perjuangan dan rasa sakit. Ketika dunia menutup pintunya pada saya, **Abah dan Mama** membuka lengannya untuk saya.

*Tapi saya berjanji tidak akan membiarkan semua itu sia sia. Saya ingin melakukan yang terbaik untuk setiap kepercayaan yang diberikan. Saya akan tumbuh, menjadi yang terbaik yang saya bisa. Terimakasih atas semangat serta doa yang tidak ada henti-hentinya, dari kalian yang sangat membantu untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Besar harapanku untuk menjadi anak yang berbakti dan membanggakan kalian. Uluu sayang banar lawan pian berdua. Untuk kedua adik adik saya, **Karina Wulandari dan Muhammad Donny Rafael** terima kasih untuk dukungan moril dan materi serta motivasi, doa, semangat, dan maafkalau belum bisa menjadi panutan yang baik.*

***Reza, Juple, Ega, Legam, Dimas, Ipeng, Taufik, Akbar, Bang Uya dan Istri, Ibu dan Bapak Bang Uya, Pak Purwanto dan keluarga, dan Teknik Kimia 2013** yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih dukungan moril dan materi serta motivasi, dan terimakasih semua memori yang akan selalu terkenang.*

(Muhammad Doddy Pratama)

HALAMAN PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

***Papa dan Mama**, yang telah memberikan dukungan moril maupun materi serta kasih sayang yang tiada henti. Terimakasih atas semangat serta doa yang sangat membantu untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Besar harapanku untuk menjadi anak yang berbakti dan membanggakan kalian. Sungguh aku tidak bisa membalas segala kebaikan kalian. Kelak aku berharap bisa menjadi seseorang yang bisa membahagiakan kalian. Aku ingin meminta maaf juga jika selama ini banyak salah dan menjadi anak yang belum bisa membanggakan.*

*Untuk kedua kakakku, **Rae Yuka Tantri dan Anya Malika Mutiara** terima kasih untuk dukungan moril maupun waktu serta kasih sayang, dan motivasi. Kebaikan kalian amat sangat berarti hingga aku bisa bertahan sampai sekarang ini. Maaf jika selama ini masih menjadi adik yang menyulitkan kalian atas apa yang telah kuperbuat.*

Surya panggabean dan keluarga, Tama, Ardi, Reza, Taufik, Akbar dan semua teman yang selalu mendoakan dan memberikan dukungan. Rasa terimakasih dan hormatku untuk kalian semua.

(Ega Galuh Ksatria)

DAFTAR ISI

Lembar judul tugas akhir pra rancangan pabrik	i
Lembar pernyataan keaslian pra rancangan pabrik	ii
Lembar pengesahan dosen pembimbing	iii
Lembar pengesahan penguji	iv
Kata pengantar	v
Lembar persembahan	vii
Daftar isi	ix
Daftar tabel	xii
Daftar gambar	xiv
Abstrak	xvi
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
1.2.1 Jenis-Jenis Proses	2
1.2.2 Pemilihan Proses	4
1.2.3 Pemilihan Kapasitas	8
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	10
2.2 Spesifikasi Produk	11
2.3 Pengendalian Kualitas	11

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	12
2.3.2 Pengendalian Proses Produksi	12
2.3.2 Pengendalian Proses Produk	13

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses	14
3.2 Spesifikasi Alat Proses	16
3.3 Perencanaan Produksi	32
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	32
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	33

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

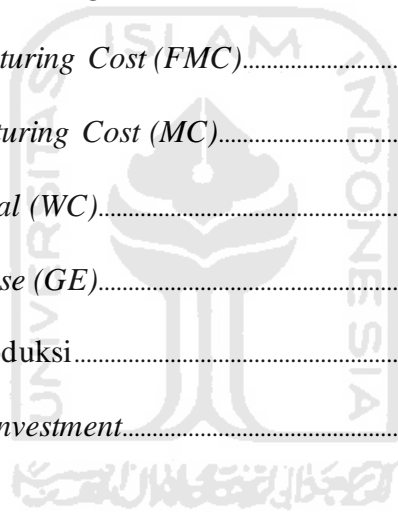
4.1 Lokasi Pabrik	34
4.2 Tata Letak Pabrik	37
4.3 Tata Letak Alat Proses	39
4.4 Alir Proses dan Material	44
4.4.1 Neraca Massa	44
4.4.2 Neraca Panas	45
4.4.3 Diagram Alir Kuantitatif	47
4.4.4 Diagram Alir Kualitatif	48
4.5 Pelayanan Teknik (<i>Utilitas</i>)	49
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	49
4.5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>)	58
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	60

4.5.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar	62
4.6	Organisasi Perusahaan.....	64
4.6.1	Bentuk Perusahaan	64
4.6.2	Struktur Organisasi.....	64
4.6.3	Tugas dan Wewenang	67
4.6.4	Sistem Kepegawaian dan Gaji	68
4.7	Evaluasi Ekonomi	71
4.7.1	Penaksiran Harga Peralatan	73
4.7.2	Dasar Perhitungan	75
4.7.3	Perhitungan Biaya	76
4.7.4	Analisa Kelayakan	78
4.7.5	Hasil Perhitungan	83
4.7.6	Analisa Keuntungan	87
4.7.7	Analisa Kelayakan Ekonomi	88
BAB V PENUTUP		
5.1	Kesimpulan	90
5.2	Saran	92
DAFTAR PUSTAKA		93
LAMPIRAN		95

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perbandingan kondisi operasi pembuatan asetilen.....	4
Tabel 1.2 Daftar harga bahan baku dan produk.....	5
Tabel 1.3 Data penggunaan asetilen	8
Tabel 1.4 Kebutuhan asetilen di Indonesia.....	9
Tabel 1.5 Kebutuhan asetilen luar negeri.....	9
Tabel 3.1 Kebutuhan bahan baku.....	32
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	38
Tabel 4.2 Neraca massa total.....	44
Tabel 4.3 Neraca massa di reaktor.....	44
Tabel 4.4 Neraca massa separator.....	45
Tabel 4.5 Neraca massa mixer.....	45
Tabel 4.6 Neraca panas reaktor.....	45
Tabel 4.7 Neraca panas separator.....	46
Tabel 4.8 Neraca panas heat exchanger.....	46
Tabel.4.9 Kebutuhan air pendingin.....	55
Tabel 4.10 Kebutuhan air pembangkit steam.....	56
Tabel 4.11 Kebutuhan air proses.....	56
Tabel 4.12 Kebutuhan air untuk perkantoran dan pabrik.....	56
Tabel 4.13 Kebutuhan listrik alat proses	60
Tabel 4.14 Kebutuhan listrik alat utilitas	60
Tabel 4.15 Jadwal kerja masing-masing regu.....	70

Tabel 4.16 Gaji karyawan.....	71
Tabel 4.17 CEP index.....	74
Tabel 4.18 Harga alat pada tahun 2019.....	74
Tabel 4.19 <i>Physical Plant Cost</i>	83
Tabel 4.20 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	83
Tabel 4.21 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	84
Tabel 4.22 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	84
Tabel 4.23 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	84
Tabel 4.24 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	85
Tabel 4.25 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	85
Tabel 4.26 <i>Working Capital (WC)</i>	86
Tabel 4.27 <i>General Expense (GE)</i>	86
Tabel 4.28 Total biaya produksi.....	86
Tabel 4.29 <i>Total Capital Investment</i>	87



DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Tata letak pabrik.....	42
Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik.....	43
Gambar 4.3 Diagram alir kuantitatif pabrik asetilen.....	47
Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif pabrik asetilen.....	48
Gambar 4.5 Skema unit pengolahan air.....	63
Gambar 4.6 Struktur organisasi perusahaan.....	66
Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah.....	89



ABSTRAK

Pabrik Asetilen dirancang dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Kalsium Karbida dan Air. Pabrik kimia ini direncanakan didirikan di daerah Kabupaten Gresik, provinsi Jawa Timur, pada tahun 2023 dan mulai beroperasi pada tahun 2025. Asetilen banyak digunakan dalam industri dan kehidupan sehari-hari, seperti sebagai bahan baku membuat baterai, pengelasan dan memotong logam, penerangan kerja dibawah tanah, untuk memproduksi plastik, budidaya tanaman untuk meningkatkan pembentukan bunga baru dan Asetilen juga digunakan sebagai sumber karbon dalam pembuatan molekuler, sebagai gas kalibrasi untuk industri gas, dan dilaboratorium pengujian paru-paru.

Kebutuhan Bahan baku Kalsium Karbida sebanyak 7.604,16 kg/jam atau 60.225 ton/tahun dan Air 76.041,6 kg/jam atau 602.250 ton/tahun. Proses produksi dilakukan di dalam reaktor aliran tangki berpengaduk dengan kondisi operasi suhu 70 ° C dan tekanan sekitar 1 atm, serta digunakan *coil* sebagai pendingin reaktor. Untuk mendapatkan produk Asetelin, reaksi dilanjutkan dengan laju konversi 99%. Kebutuhan utilitas meliputi air sebanyak 683.303,7 kg/jam, air make up 99.577 kg/jam, dan 350 Kwatt 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. Pabrik direncanakan dibangun di atas tanah seluas 10.000 m² di daerah Kabupaten Gresik. Pabrik dioperasikan selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun dengan total 222 karyawan.

Dari analisis ekonomi diperoleh modal tetap sebesar Rp 329.331.148.523 dan modal kerja sebesar Rp 109.937.991.110. Pada kapasitas 100% produksi, keuntungan sebelum pajak adalah Rp 288.037.102.281 sementara keuntungan setelah pajak Rp 230.429.681.825. Diperoleh ROI (*Return on Investment*) sebelum pajak sebesar 87,6 %, ROI setelah pajak sebesar 70 %. POT (*Pay Out Time*) sebelum pajak sebesar 1,02 tahun, POT setelah pajak 1,25 tahun dengan BEP (*Break Even Point*) sebesar 19,84 %, SDP (*Shut Down Point*) sebesar 7,01 %, dan DCFR (*Discount Cash Flow of Return*) sebesar 30,15 %. Berdasarkan hasil evaluasi tersebut, maka Pabrik Asetilen dengan kapasitas 20.000 ton/tahun dinilai layak dikaji lebih lanjut.

ABSTRACT

The Acetylene Plant is designed with a capacity of 20,000 tons year. The raw materials used are Calcium Carbide and Water. This chemical Plant is planned to be established in Gresik Regency, the province of East Java, in 2023 and will start operating in 2025. Acetylene is widely used in industry and daily life, such as as raw material for making batteries, welding and cutting metal, underground work lighting, to produce plastics, plant cultivation to promote new flower formation and acetylene is also used as a carbon source in molecular manufacturing, as a calibration gas for the gas industry, and in lung testing laboratories.

Raw materials needed are Calcium Carbide 3.802,08 kg/hour or 30.112,49 tons/year and water 38.020,82 kg/hour or 301.124,9 tons/year. The production process is done in the reactor the flow of stirred tank operating conditions temperature of 70 °C and a pressure of about 1 atm and used a coil as a reactor coolant. To obtain product the Acetylene, the reaction followed by the rate of conversion of 99%. The utility needs covering as much water as 683.303,7 kg/hour, make up water 99.577 kg/hour, and 350 Kwatt of electricity provided by PLN and also need a generator as the reserve.

The selected company form is a Limited Liability Company (Ltd), with a line and staff organizational structure. Employee work system based on the division of working hours consisting of shift and non-shift employees. The chemical plant planned to be built on an area of 10,000 m² in Gresik Regency, operated 24 hours per day and 330 days per year with a total of 222 employees.

From the economic analysis, the fixed capital required is Rp 329,331,148,523, and the working capital of Rp 109,937,991,110. At 100% production capacity, pre-tax profit was Rp 288,037,102,281 while after-tax profit was Rp 230,429,681,825. Obtained ROI (Return on Investment) before tax of 87.6%, AFTER-tax ROI of 70%. POT (Pay Out Time) before tax of 1.02 years, POT after-tax 1.25 years with BEP (Break-Even Point) of 19.84%, SDP (Shut Down Point) of 7.01%, and DCFR (Discount Cast Flow of Return) of 30.15%. Based on the evaluation results, the Acetylene Plant with a capacity of 20,000 tons/year is considered worthy of further review.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Di Indonesia, dengan banyaknya sumber daya alam dan sumber daya manusia harus bisa dimanfaatkan dengan baik. Masih banyak sekali sumber daya alam yang ada tidak dapat kita olah sendiri hingga menjadi produk siap untuk digunakan. Dan terlebih lagi masih banyak kebutuhan yang bahan-bahannya tidak kita hasilkan sendiri. Dalam industri kimia masih sering kita temukan bahan-bahan atau produk yang masih diimpor guna memenuhi kebutuhan dalam negeri. Asetilen adalah salah satu bahan atau produk kimia yang masih diimpor. Demi memenuhi kebutuhan tersebut perlu untuk meningkatkan pembangunan sektor industri kimia yang nantinya mampu untuk membantu perekonomian nasional. India, Singapura dan China adalah negara yang rutin mengimpor asetilen setiap tahunnya ke Indonesia. Didalam negeri ada PT. Samator Gas yang memproduksi asetilen sebesar 792 ton/tahun.

Asetilen adalah hidrokarbon yang tergolong pada alkuna paling sederhana karena hanya terdiri dari dua atom karbon dan dua atom hidrogen. Asetilen tersusun dari 92,2% massa karbon dan 7,8% massa hidrogen dengan berat 10% lebih ringan dari udara. Untuk mensintesis beberapa zat organik seperti 1,4-butanediol, vinil klorida, senyawa vinil lainnya

(akrilonitril,dan lain-lain.), polimer, dan banyak lainnya membutuhkan asetilen.

Kebutuhan asetilen semakin meningkat setiap tahunnya seiring dengan peningkatan industri-industri yang membutuhkannya di dalam negeri. Dilihat dari kegunaan-kegunaannya maka asetilen merupakan bahan yang penting bagi kelanjutan dan perkembangan industri-industri lainnya. Dengan didirikannya pabrik asetilen ini diharapkan dapat mengurangi impor, dan juga dapat mengekspor ke luar negeri karena banyaknya kebutuhan asetilen dari negara-negara lain. Agar dapat meningkatkan devisa negara dan juga memicu berdirinya pabrik lain yang menggunakan bahan baku asetilen.

Kalor yang dimiliki asetilen sangat tinggi sehingga membuat asetilen dapat digunakan untuk pengelasan dan pemotongan logam. Atom hidrogen dan atom karbon berkombinasi menyusun molekul pada asetilen. Asetilen bersifat mudah meledak sehingga membuat penggunaannya beresiko tinggi (Miller, 1965a; Tribolet, 2005).

Pada tahun 1896, ilmuwan Prancis Claude dan Hess menemukan cara untuk menyimpan dan mengangkut asetilen tanpa resiko meledak. Metode ini didasarkan pada kenyataan bahwa asetilen mudah larut dalam aseton. Pada tekanan 1 MPa, 1 liter Aseton kira kira dapat melarutkan 250 liter Asetilen. Namun, jumlah asetilen dalam aseton cepat berkurang karena

adanya kotoran (impuritis), seperti fosfor atau komponen arsenik (Fortischem, 2014a; Bransky, 1958).

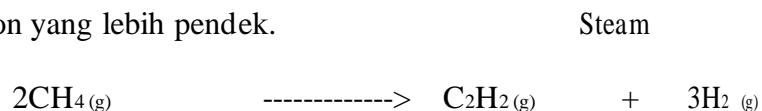
1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1. Jenis-Jenis Proses

Asetilen adalah senyawa hidrokarbon alifatik yang tidak jenuh, tidak berwarna, sedikit berbau, larut dalam etanol, dan sangat mudah terbakar. Asetilen memiliki rumus molekul C_2H_2 dan berat molekul 26, menjadikannya alkuna paling sederhana. Pada awal penemuannya, asetilen hanya digunakan untuk penerangan, kemudian digunakan untuk pengelasan dan pemotongan logam. Saat ini, asetilen banyak digunakan dalam bahan baku industri seperti asetaldehida, asam asetat, dan anhidrida asetat. Asetilen sangat mudah terbakar sehingga harus dilarutkan dalam aseton. Asetilen dapat diproduksi dengan beberapa cara, yaitu :

- a. Proses hidrokarbon dengan cara steam crackers

Proses pirolisis atau *cracking* merupakan proses pemanasan dan cracking alkana pada suhu tinggi sekitar $800-950\text{ }^\circ\text{C}$ dengan tidak adanya oksigen dibawah tekanan 1 MPa untuk menghasilkan alkana dengan rantai karbon yang lebih pendek.



Melalui metode ini didapatkan rendemen yang dapat diperoleh adalah 25% -50% untuk gas asetilen, dan bahan baku yang digunakan adalah

hidrokarbon, seperti metana, etana, butana, etilen dan gas alam. Uap dikirim ke dapur regeneratif, yang mengarah ke proses pirolisis. Setelah itu, produk diendapkan secara elektrostatis dan dibersihkan dengan gas. Produk akhir yang dihasilkan adalah gas asetilen dan produk sampingan lainnya. Proses ini tidak jauh berbeda dengan proses hidrokarbon dengan pembakaran parsial, selain membutuhkan energi panas yang besar, proses tersebut juga akan menghasilkan reaksi samping dan membutuhkan berbagai alat lain untuk melanjutkan prosesnya. Laju konversi yang diperoleh adalah 7,91%, lebih kecil dari proses karbida.

b. Proses Karbid



Pada proses karbid ini pada kondisi reaksi 30-90 °C dan tekanan 1 atm diperoleh yield gas asetilen 93% - 95%, dan gas asetilen diperoleh dari bahan baku CaC₂ dan H₂O. Setelah gas asetilen terbentuk, impuritisnya bisa dimurnikan. Proses pemurnian gas ini menggunakan larutan air dan natrium hipoklorit sebagai penyerap. Produk akhir yang akan diperoleh adalah gas asetilen kering dengan kemurnian hingga 99%.

1.2.2 Pemilihan Proses

a. Tinjauan Berdasarkan Proses

Tabel 1.1 menunjukkan perbandingan pemilihan berdasarkan proses yang telah diuraikan sebelumnya, dapat dibandingkan sebagai berikut :

Tabel 1.1 Perbandingan kondisi operasi pembuatan asetilen

Parameter	Proses 1	Proses 2
Suhu (°C)	800-950	30-90
Tekanan (atm)	9.96	1
Konversi (%)	7.91	99
Yield (%)	25-50	93-95

b. Tinjauan Ekonomi

Tinjauan ekonomi ini bertujuan untuk mengetahui bruto yang dihasilkan oleh pabrik ini selama setahun dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Tabel 1.2 berikut ini menunjukkan perbandingan beberapa harga bahan baku dan harga produk.

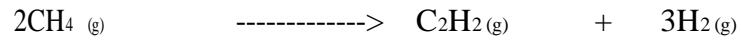
Tabel 1.2 Daftar harga produk dan bahan baku

Nama Barang	Harga
Kalsium Karbida	US \$ 530 / Ton
Metana	US \$ 80 / cylinder
Asetilena	US \$ 60 / cylinder

Sumber : www.alibaba.com

1. Proses hidrokarbon dengan steam

cracker Steam



Mula-mula : 2

Reaksi : 0,16 0,8 0,8

Sisa : 1,84 0,8 0,8

Mol metana = 2 kmol

Massa = mol metana * BM metana

= 2 * 16

= 32 kg

Mol Asetilen = 0,8 kmol

Massa = mol asetilen * BM asetilen

= 0,8 * 26

= 20,8 kg

Harga Bahan baku :

= 32 kg * 80 cylinder / 12,5

= US \$ 153,6

Harga Produk Asetilen:

= 20,8 * 60 cylinder / 7,2

= US \$ 173,3

Keuntungan pertahun :

= Harga produk – Harga reaktan

= 173,3 – 153,6

= US \$ 19,7

2. Proses Karbid

Mula-mula	:	1	2		
Reaksi	:	0,99	1,98	0,99	0,99
Sisa	:	0,01	0,02	0,99	0,99

Mol Kalsium Karbida = 1 kmol

Massa = Mol kalsium karbida * BM

= 1 * 64

= 64 kg = 0,064 ton

Mol Asetilen = mol asetilen * BM

= 25,74 kg

Harga bahan baku :

= 0,064 * 530

= US \$ 33,92

Harga Produk Asetilen :

$$= 25,74 * 60 \text{ cylinder} / 7,2$$

$$= \text{US \$ } 214,5 \text{ Keuntungan}$$

pertahun :

$$= \text{Harga produk} - \text{Harga reaktan}$$

$$= 214,5 - 33,92$$

$$= \text{US \$ } 180,58$$

Dari uraian diatas maka dipilih proses karbid, Pemilihan proses ini didasarkan atas beberapa pertimbangan-pertimbangan yang lain yaitu:

1. Konversi dan yield yang dihasilkan lebih besar dibandingkan proses lainnya.
2. Dari analisa ekonomi proses karbid lebih menguntungkan, karena bahan baku yang digunakan lebih ekonomis dibandingkan bahan baku pada proses lain. Dari segi produk yang dihasilkan juga memberikan keuntungan yang lebih baik.
3. Suhu dan tekanan operasi lebih rendah dibandingkan proses lain sehingga biaya operasi lebih rendah.

1.2.3 Pemilihan Kapasitas

Pabrik asetilen dengan bahan baku kalsium karbid yang sudah berdiri mempunyai kapasitas 3.000 – 350.000 ton/tahun (Kirk and Othmer, 1998). Pada tahun 1970an, asetilena merupakan bahan baku kimia dasar yang digunakan untuk Produksi berbagai bahan kimia seperti yang ditunjukkan oleh Tabel 1.3 :

Tabel 1.3 Data penggunaan asetilen

Acetaldehyde	Hydroquinone	Vinyl Chloride
Acrylic Acid	Polyacetylene	Vinyl Ethers
Acrylonitrile	Vinyl Acetate	Vinyl Phenyl Ether
Butanediol	Vinyl Amines	Vinyl Sulfides

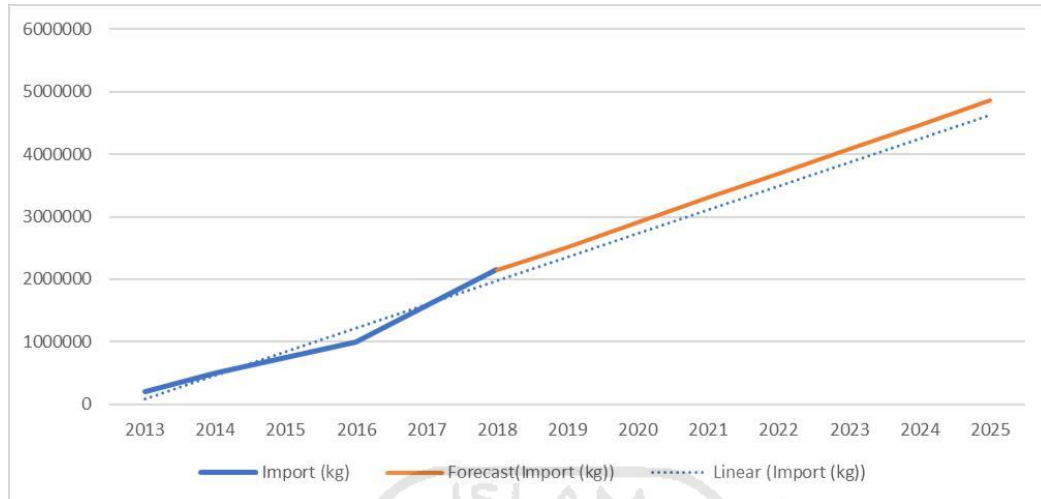
Kebutuhan asetilen di Indonesia maupun di luar negeri terus mengalami peningkatan. Namun, kebutuhan itu belum dapat terpenuhi oleh industri dalam negeri. Hal ini dapat dilihat dari data impor asetilen di Indonesia. Seperti terlihat pada Tabel 1.4 untuk kebutuhan dalam negeri dan Tabel 1.5 untuk kebutuhan di Asean.

Tabel 1.4 Impor Asetilen di Indonesia

No	Tahun	Impor (kg/tahun)
1	2014	500789
2	2015	750000
3	2016	1000000
4	2017	1576000
5	2018	2150000

Sumber : BPS

Grafik proyeksi impor Asetilen

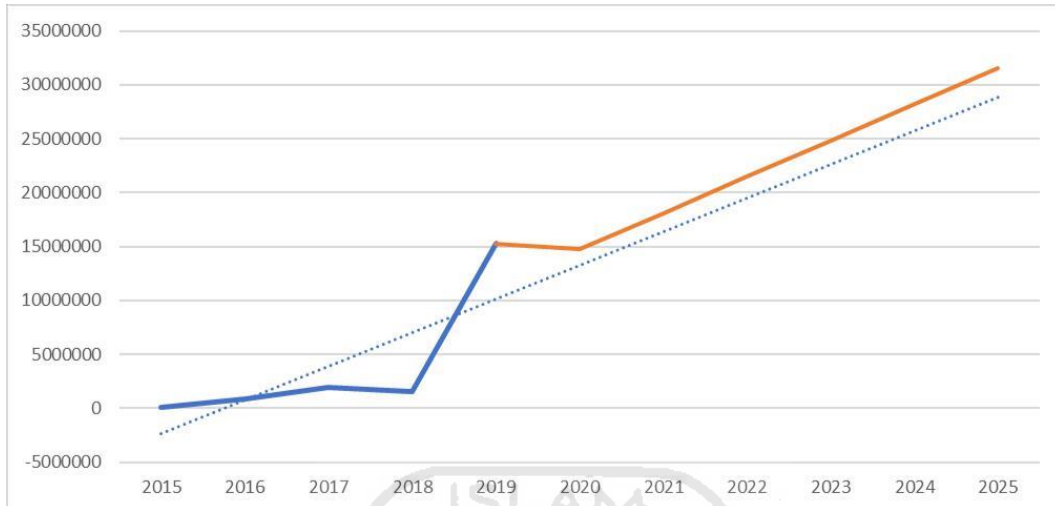


Tabel 1.5 Kebutuhan Asetilen di Asean

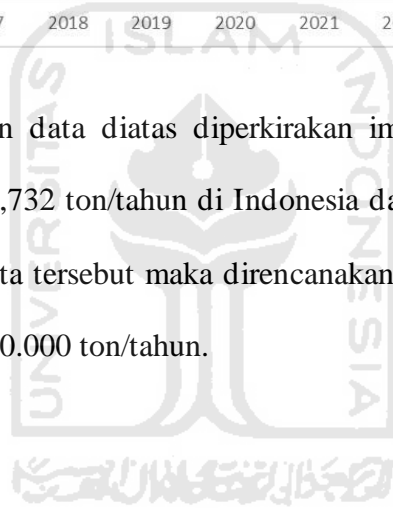
No	Tahun	Ekspor (kg/tahun)
1	2015	34371
2	2016	837806
3	2017	1909762
4	2018	1548732
5	2019	15273642

Sumber : data.un.org

Grafik proyeksi kebutuhan Asetilen Asean



Berdasarkan data diatas diperkirakan impor asetilen pada tahun 2025 sebesar 4860,732 ton/tahun di Indonesia dan 31569,349 kg/tahun di Asean. Dengan data tersebut maka direncanakan untuk mendirikan pabrik dengan kapasitas 20.000 ton/tahun.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1 Kalsium karbida

Rumus molekul	: CaC_2
Berat molekul	: 64,4
Densitas	: 2,22 kg/l
Kelarutan	: larut dengan air
Enthalpi pembentukan:	-14,3 kcal/gmol
Wujud	: Padat
Titik didih	: -
Titik lebur	: 2300 oC
Spesifik gravity	: 2,22
Kapasitas panas	: 14,99 kcal/kmol.K

2.1.2 Air (25 °C)

Rumus molekul	: H_2O
Berat molekul	: 18
Densitas	: 1 kg/l
Enthalpi pembentukan:	-57,20 Kcal/gmol

Wujud	: Cair
Titik didih	: 100 oC
Titik lebur	: -
Spesifik gravity	: 1
Suhu kritis	: 647,23 K
Kapasitas panas	: 75,579 J/mol.K
	: 17,995 kcal/kmol.K
Tekanan kritis	: 217,6 atm

2.3 Spesifikasi Produk

2.2.1. Asetilen (kemurnian 99%)

Rumus molekul	: C ₂ H ₂
Berat molekul	: 26
Densitas	: 1,1 kg/lt
Enthalpi pembentukan:	54,19
Wujud	: Gas
Titik didih	: -84
Titik lebur	: -80,8
Spesifik gravity	0,615
Suhu kritis	: 303,8 K
Tekanan kritis	: 60,6 atm

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku dan pengendalian kualitas proses.

2.3.1. Pengendalian kualitas bahan baku.

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk menentukan kualitas bahan baku yang digunakan, terlepas dari apakah memenuhi spesifikasi proses yang ditentukan. Oleh karena itu sebelum proses produksi harus dilakukan pengujian kualitas bahan baku agar dapat diproses di pabrik. Pengujian yang dilakukan adalah pengujian komponen dan pengujian kemurnian bahan baku.. 2.3.2. Pengendalian proses

Pengendalian proses bertujuan untuk menjaga agar proses tetap stabil. Realisasi sistem kendali diterapkan untuk memenuhi 3 kebutuhan, yaitu:

- Menekan pengaruh interferensi eksternal.
- Menjamin stabilitas proses kimia.
- Mengoptimalkan kerja proses kimia.

Variabel yang termasuk dalam pengoperasian pabrik adalah C (konsentrasi), F (laju alir), P (tekanan), dan T (temperature). Variabel-variabel 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.

2.3.2.1. Pengendalian alat sistem kontrol

- a. Actuator, digunakan untuk memanipulasi variabel agar sama dengan variabel pengontrol. Alat yang digunakan adalah katup kendali otomatis dan katup manual.
- b. Controller dan Indikator, meliputi level flow control, pressure control, temperature indikator control, indikator dan control.
- c. Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi variabel proses. Alat yang digunakan antara lain pengukur tekanan untuk aliran fluida, sensor tekanan dan ketinggian, serta termokopel untuk sensor suhu.

2.3.2.2. Aliran sistem kontrol

- a. Aliran mekanik, digunakan untuk flow dari sensor ke controller.
- b. Aliran listrik, digunakan untuk suhu dari sensor ke controller.
- c. Aliran pneumatis, digunakan untuk valve dari controller ke

2.3.3. Pengendalian kualitas produk

Untuk mendapatkan produk yang berkualitas diperlukan bahan baku yang berkualitas, dan proses yang ada dimonitor dan dikontrol melalui sistem kendali, sehingga produk yang berkualitas dapat diperoleh dan dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada, maka dilakukan pengujian viskositas, densitas, kemurnian produk, komposisi produk dan volatilitas.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Proses produksi asetilen menggunakan kalsium karbida dan air sebagai bahan bakunya. Gunakan konveyor sekrup (SC-01) untuk mengangkut kalsium karbida bubuk yang disimpan dalam hopper (H -01) ke reaktor (R-01). Gunakan pompa (P-1) untuk mengalirkan air dari peralatan utilitas melalui heater (HE-01) untuk memanaskan reaktor hingga suhu 70 °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 70 °C dan tekanan 1 atm, serta laju konversi reaksi 99%.

Reaksi utama yang terjadi di dalam reaktor, adalah :



Reaksi yang terjadi bersifat eksotermik, sehingga digunakan pendingin koil di dalam reaktor untuk menjaga suhu operasi yang dibutuhkan. Reaktor menghasilkan asetilen sebagai gas pada suhu 70 °C dan tekanan 1 atm. Produk bawah dari reaktor mengalir ke UPL.

Menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 12 atm dengan menggunakan kompresor (C-01), dan temperatur gas yang keluar dari kompresor menjadi 218,79 °C. Kemudian, gunakan kondensor parsial (CD-01) untuk mengembunkan gas campuran dari 218,79 °C menjadi 41,40 °C, lalu dikirimkan ke separator.

Separator (SP-01) dioperasikan pada suhu $41,39\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 12 atm untuk memisahkan fasa uap dan cair dari kondensor parsial. Produk dasar separator dialirkan ke UPL berupa air. Ketika produk teratas mengalir ke kondensor total (CD-01), ia mengembun dari suhu $41,39\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $-26,58\text{ }^{\circ}\text{C}$. Jenis kondensor yang digunakan adalah kondensor shell and tube, yang menggunakan refrigeran berupa refrigerant (NH_3).

Kondensat yang dihasilkan oleh kondensor total mengalir ke tangki akumulator (Acc-01) melalui pompa (P-05) untuk penyimpanan sementara. Kemudian alirkan dari akumulator ke mixer (M-01). Pada saat yang sama, pompa (P-04) juga digunakan untuk mengalirkan aseton dari tangki penyimpanan aseton (T-01) ke mixer. Kondisi pengoperasian mixer berada pada suhu $-27\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 12 atm. Hasil dari pencampur adalah produk yang diinginkan yaitu asetilena dengan suhu $-27\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 12 atm. Kemudian simpan asetilen dalam tangki asetilen (T-02) pada suhu $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 12 atm.

3.2. Spesifikasi Alat Proses

1. Tangki Penyimpanan Aseton (T-01)

Tugas : Menyimpan aseton selama 15 hari sebanyak

2.263.874 kg

Jenis : Tangki silinder vertikal

Fase : Cair

Jumlah : 2 buah

Volume : 3.443,256 m³

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

: Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 16,37 m

Tinggi = 8,16 m

Tebal Shell = 0,583 in

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 941.560

2. Tangki Penyimpanan Asetilen (T-02)

Tugas : Menyimpan asetilen selama 30 hari

sebanyak 3.146.250 kg

Jenis : Tangki silinder horizontal

Fase : Cair

Jumlah : 4 buah

Volume : 2.395,926 m³

Kondisi Operasi : Tekanan = 12 atm

: Suhu = 30°C

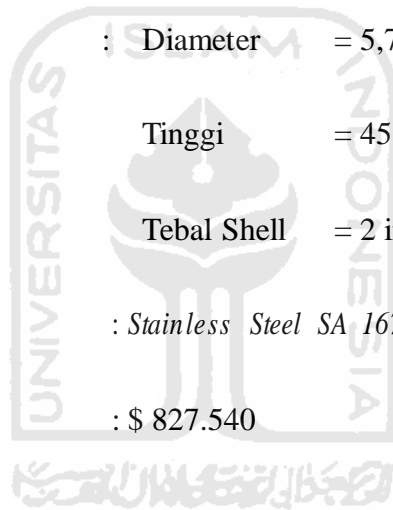
Spesifikasi : Diameter = 5,73 m

Tinggi = 45,85 m

Tebal Shell = 2 in

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 827.540



3. Hopper (H-01)

Tugas : Menyimpan kalsium karbida selama 24 jam sebanyak

182.488,96 kg

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan conical bottom head

Fase : padat

Jumlah : 3 buah

Volume : 128,448 m³

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
: Suhu = 30°C
Spesifikasi : Diameter = 3,44 m
Kedalaman = 13,76 m
Tinggi cone = 3,44 m
Tebal Shell = 0,224 in

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 186.048

4. Reaktor (R)

Tugas : Tempat terjadinya reaksi kalsium karbida dan air menjadi
Asetilen sebanyak 82.892,248 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Eksotermis

Tekanan = 1 atm

Suhu = 70 °C

Spesifikasi : Diameter = 5,3 m

Tinggi = 16 m

Tebal *Shell* = 3/5 in

Tebal *Head* = 3/5 in

Luas Perpindahan Panas :

A = 2360,23 sqft

Coil (Lilitan) :

Diameter *Coil* = 5,498 ft

Luas perpindahan panas per *coil* = 120,04 sqft

Jumlah *Coil* = 20 Lilitan

Tinggi lilitan *Coil* = 6,99 m

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*

Harga : \$ 362.336

5. Compressor (C - 01)

Tugas : Menaikan tekanan gas hasil reaksi dari 1 atm menjadi
12 atm dengan kecepatan umpan 3.646,92 kg/jam

Jenis : Centrifugal compressor

Jumlah stage : 1

BHP : 300 Hp

Wheel selection : Intake volume = 1.980,15 cuft/menit
Nominal speed = 14.700 rpm
Maximum speed = 16.305 rpm
Nominal polythropic head = 12.300 ft

Suhu keluar stage : 218,79 °C

Harga : \$ 103.160

6. Condenser parsial (CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap campuran yang keluar dari reaktor
dari suhu 218,79 °C menjadi 41,40°C dengan kecepatan
umpan 3.646,912 kg/jam

Jenis : Shell and Tube desuperheater condenser

Beban Panas : 889.680,12 Kcal/jam

Jumlah : 2 buah

Luas transfer panas : 1.074,45 sqft

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida panas : Hasil atas reaktor

Ukuran :

- ID : 25,00 in

- Baffle space : 6,25 in

- Pass : 1 Tube

Side

- Fluida dingin :

Air Ukuran :

- Jumlah Tube : 324

- OD; BWG : 0,75 in; 10

- ID : 0,48 in

- Pass : 2

Rd min : 0,002

Rd Terhitung : 0,003

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena Rd available >

Rd min

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 94.156

7. Separator (SP – 01)

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dalam

Condenser partial pada suhu 41.39 °C tekanan 12 atm

Jenis : Vertical drum separator

Jumlah : 2

Spesifikasi : Diameter : 1,743 ft

Tinggi : 5,228 ft

Tebal shell : 0,25 in

Tebal head : 0,25 in

Harga : \$ 12.202

8. Condenser total (CD – 02)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari separator dari suhu 41,39 °C menjadi -26,58 °C dengan kecepatan umpan 2.525,252 kg/jam

Jenis : Shell and Tube

Jumlah : 2 buah

Beban Panas : 5.647.433,06 Kcal / jam

Luas transfer panas : 3.452,45 sqft

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida panas : Hasil atas separator

Ukuran :

- ID : 39,00 in

- Pass : 1

- Fluida dingin : refrigerant

(NH₃) Ukuran :

- Jumlah Tube : 1.024

- OD; BWG : 0,75 in; 11

- ID : 0,51 in

- Pass : 2

Rd min : 0,003

Rd Terhitung : 0,00351
Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena $Rd \text{ available} > Rd \text{ min}$
Bahan : Stainless Steel
Harga : \$ 122.028

9. Tangki Accumulator

Tugas : Menampung sementara dari hasil kondensasi separator
(SP 1) sebanyak 2.525,24 kg/jam
Jenis : Tangki silinder horizontal, Elliptical Dished Head
Bahan : Stainless Steel SA 178 Grade 3
Spesifikasi :
- Lebar = 1,5 m
- Panjang = 6,5 m
- Tinggi = 2 m
- Tebal Shell = 4/8
- Berat = 2020 kg
Harga : \$ 18.900

10. Mixer (M-01)

Tugas : Mencampur hasil reaksi dengan aseton
dengan kecepatan umpan masuk = 2.525,24
kg/j kecepatan umpan aseton = 6.288,55 kg/j :
Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi : Tekanan = 12 atm

Suhu = -27 °C

Spesifikasi : Diameter = 2,61 m

Tinggi = 3,9 m

Tebal shell = 8 in

Tebal Head = 8 in

Bahan : Stainless steel type SA 167 grade 3

Harga : \$ 56.040

11. Heat Exchanger (HE – 01)

Tugas : Memanaskan umpan H₂O masuk reaktor dari suhu 30 °C menjadi suhu 70 °C sebanyak 76.041,64 kg/jam

Jenis : *Shell and tube*

Beban Panas : 3.025.103 Kcal / jam

Luas transfer panas : 502,46 sqft

Jumlah : 2

Panjang : 12 ft

Tube Side

- Fluida Panas : Steam jenuh

Ukuran :

- OD, BWG : 0,75 ; 16

- ID : 0,62 in

- jumlah pipa: 220
- Pass : 2
- Panjang : 12 ft

Shell side

- Fluida dingin : Hasil reaktor
- Ukuran :
- ID : 19,25 in
- Jarak baffle : 77,00 in
- Pass : 1
- Rd min : 0,002
- Rd Terhitung : 0,003
- Catatan : HE-01 memenuhi syarat, karena $Rd\ available > Rd\ min$
- Bahan : Stainless Steel
- Harga : \$ 78.548

12. Pompa (P – 01)

- Tugas : Mengalirkan Air dari unit utilitas menuju reaktor
dengan kecepatan 76.041,64 kg/j
- Tipe : Pompa Centrifugal
- Jumlah : 4
- Pemilihan Pipa :

IPS	= 2,5 in
Sch No	= 40
OD	= 2,880 in
ID	= 2,469 in

Kapasitas Pompa : 167,40 gpm

Head Pompa :

Friction Head	= 13,09 m
Pressure Head	= -2,00 m
Velocity Head	= 0,00 m
Static Head	= 3,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran	= 1.750 rpm
Efisiensi Motor	= 0,88
Motor Standard	= 5,00 Hp

Harga : \$ 14.750

13. Pompa (P – 02)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah reaktor menuju ke UPL
dengan kecepatan 79.998,9 kg/j

Tipe : Pompa Centrifugal

Jumlah : 4

Pemilihan Pipa :

IPS	= 2,5 in
-----	----------

Sch No = 40
OD = 2,880 in
ID = 2,469 in

Kapasitas Pompa : 153,39 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 10,92 m

Pressure Head = -3,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 4,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran= 1.750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 5,00 Hp

Harga : \$ 13.484

14. Pompa (P – 03)

Tugas : Mengalirkan CH_3COCH_3 dari mobil tangki menuju tangki (T – 01) dengan kecepatan 76.041,64 kg/j

Tipe : Pompa Centrifugal

Jumlah : 4

Pemilihan Pipa :

IPS = 4 in

Sch No = 40

OD = 4,500 in

ID = 4,026 in

Kapasitas Pompa : 423,10 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 4,07 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 11,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1.750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 7,50 Hp

Harga : \$ 17.324

15. Pompa (P – 04)

Tugas : Mengalirkan CH_3COCH_3 dari tangki (T-01) menuju mixer (M – 01) dengan kecepatan 6.288,54 kg/j

Tipe : Pompa Centrifugal

Jumlah : 4

Pemilihan Pipa :

IPS = 1,00 in

Sch No = 40

OD = 1,320 in

ID = 1,049 in

Kapasitas Pompa : 17,61 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 6,35 m

Pressure Head = 141,54 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 3,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1.750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 5,00 Hp

Harga : \$ 9.668

16. Pompa (P – 05)

Tugas : Mengalirkan dari Accumulator menuju mixer

(M – 01) dengan kecepatan 2.525,24 kg/j

Tipe : Pompa Centrifugal

Jumlah : 4

Pemilihan Pipa :

IPS = 0,50 in

Sch No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Kapasitas Pompa : 9,01 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 27,42 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 11,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1.750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 0,50 Hp

Harga : \$ 9.668

17. Pompa (P – 06)

Tugas : Mengalirkan produk akhir ke tangki penyimpanan (T-02) dengan kecepatan 8.813,8 kg/j

Tipe : Pompa Centrifugal

Jumlah : 4

Pemilihan Pipa :

IPS = 1,00 in

Sch No = 40

OD = 1,320 in

ID = 1,049 in

Kapasitas Pompa : 17,61 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 13,62 m

Pressure Head = -2,00 m

Velocity Head = 0,00 m

Static Head = 11,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1.750 rpm

Efisiensi Motor = 0,88

Motor Standard = 0,70 Hp

Harga : \$ 9.668

18. Pompa (P – 07)

Tugas : Mengalirkan produk akhir dari tangki penyimpanan
Menuju mobil tangki dengan kecepatan 8.813,8 kg/j

Tipe : Pompa Centrifugal

Jumlah : 4

Pemilihan Pipa :

IPS = 4,00 in

Sch No = 40

OD = 4,500 in

ID = 4,026 in

Kapasitas Pompa : 423,10 gpm

Head Pompa :

Friction Head = 4,11 m
 Pressure Head = -2,00 m
 Velocity Head = 0,00 m
 Static Head = 11,00 m

Putaran Pompa :

Kecepatan Putaran = 1.750 rpm
 Efisiensi Motor = 0,88
 Motor Standard = 7,50 Hp

Harga : \$ 17.324

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. 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.

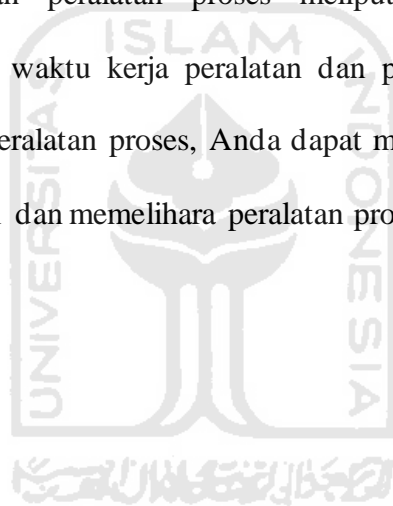
Tabel 3.1 Kebutuhan bahan baku

Komponen (Kg/jam)	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Kalsium karbida Kebutuhan = 7.604,16	60.225	80.000

Dari tabel diatas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku asetilen dapat memenuhi kebutuhan pabrik, dengan kata lain ketersediaan bahan baku yang aman selama proses produksi.

3.3.2. 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, Anda dapat mengetahui anggaran yang dibutuhkan untuk membeli dan memelihara peralatan proses.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan syarat penting untuk menentukan kemajuan dan kelangsungan industri saat ini maupun yang akan datang. Dan itu juga mempengaruhi faktor produksi dan distribusi produk yang akan dibangun. Lokasi pabrik harus berdampak minimal terhadap biaya produksi dan distribusi.

Pemilihan lokasi pabrik juga dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu pengadaan bahan baku, utilitas, transportasi, pemasaran dan faktor utama lainnya. Dan faktor seperti perluasan areal pabrik juga sangat berpengaruh. Oleh karena itu, pemilihan lokasi harus direncanakan dengan benar dan akurat.

Direncanakan akan dibangun pabrik asetilen dari bahan batuan kalsium karbida dan air seberat 20.000 ton/tahun di Maduran Roomo Kecamatan Manyar Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Pertimbangan memilih lokasi pabrik berikut:

4.1.1. Faktor primer

Beberapa faktor primer yang berpengaruh dalam pemilihan lokasi didirikan pabrik, yaitu:

a. Pengadaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor utama yang sangat penting, karena ketersediaan bahan baku akan mempengaruhi produksi pabrik di kemudian hari. Kebutuhan ini harus selalu dipenuhi agar pabrik dapat beroperasi secara maksimal. PT. Emdeki Utama terletak di Gresik dimana pabrik ini dapat memenuhi kebutuhan kalsium karbida sebagai bahan baku. Pemilihan lokasi pabrik untuk menekan biaya pengadaan bahan baku.

b. Sumber air dan sumber pembangkit tenaga listrik

Sumber air diambil dari Sungai Bengawan Solo, sehingga ketersediaan air cukup untuk memenuhi proses produksi dan kebutuhan lainnya. Sedangkan pasokan listrik berasal dari PLN di Jawa Timur.

c. Transportasi

Gresik mempunyai sarana transportasi yang dapat memenuhi kebutuhan karena memiliki jalan tol yang memudahkan pengiriman bahan baku dan pemasaran. Dengan adanya pelabuhan, dapat juga memberikan layanan bagi perdagangan berskala internasional mendorong pengiriman asetilen ke negara lain.

d. Pemasaran produk

Gresik memiliki kawasan industri kimia yang besar dan terus berkembang. Hal ini menjadikan Gresik sebagai pasar yang bagus untuk asetilen karena asetilen yang banyak dibutuhkan bagi pabrik kimia sebagai bahan baku. Selain itu, Gresik juga memiliki jalan tol menuju Kota Surabaya yang merupakan sentra industri Provinsi Jawa Timur sehingga pemasaran produk akan lebih mudah. Untuk pemasaran produk bisa dilakukan lewat darat atau laut. Asetilen yang dihasilkan dapat digunakan dalam industri semen, kaca atau kaca dan industri *synthetic* (trichloroethylene, neoprene).

4.1.2. Faktor Sekunder

Beberapa faktor sekunder yang mempengaruhi pemilihan lokasi didirikan pabrik, yaitu :

a. Tenaga kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik termasuk tenaga kerja yang berkualitas dan terdidik. Tenaga kerja bisa didapatkan dari area sekitar pabrik dan area luar.

b. Kondisi Masyarakat dan Keamanan disekitar lokasi

Di kawasan Gresik banyak terdapat kawasan industri, sehingga masyarakat Gresik dan sekitarnya sudah familiar dengan lingkungan

industri. Oleh karena itu, membangun pabrik baru mudah diterima dan tidak ada kesulitan dalam beradaptasi.

c. Keadaan iklim

Gresik merupakan lokasi yang baik karena memiliki iklim yang baik dan stabil, dan suhu rata-rata sekitar 27,5 °C. Serta kondisi tanah yang baik. Hal ini mempengaruhi kelancaran proses produksi.

d. Faktor Penunjang lain

Pemerintah Kabupaten Gresik telah merumuskan kebijakan untuk mengembangkan dan memajukan kawasan tersebut. Gresik merupakan kawasan industri, sehingga faktor-faktor seperti kelistrikan, bahan bakar, air, iklim dan lokasi / karakteristik lingkungan tidak menjadi kendala, karena semua faktor telah dipertimbangkan dalam menentukan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah bagian dari pabrik, termasuk tempat kerja karyawan, peralatan, penyimpanan bahan baku dan produk, serta fasilitas lain seperti utilitas. Saat mendesain tata letak pabrik, perlu dipastikan bahwa pembangunan area pabrik sudah efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar untuk memastikan keamanan, kenyamanan dan kenyamanan karyawan. Secara garis besar tata letak pabrik terbagi menjadi beberapa area utama yaitu:

a. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi menjadi pusat pengelolaan kegiatan pengelolaan pabrik yang berjalan lancar. Laboratorium merupakan pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diolah dan produk yang akan dijual.

b. Daerah Alat Proses dan Ruang Kontrol

Ini adalah area di mana alat proses ditempatkan dan proses dilakukan. Lokasi peralatan produksi diatur secara wajar, memberikan karyawan operasi yang stabil dan lingkungan yang aman. Peralatan berisiko tinggi harus menyediakan ruang yang cukup untuk penyelamatan yang aman dan mudah jika terjadi kecelakaan, kebakaran, dll. Ruang kendali berfungsi sebagai pusat kendali untuk proses yang sedang berlangsung.

c. Daerah Pergudangan, Bengkel, dan Garasi.

Letak gudang sebaiknya tidak jauh dari jalan utama.

d. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Luas, m ²
1	Gedung Pertemuan	318
2	Kantor Utama	92
3	Perpustakaan	92

4	Laboratorium	92
5	Poliklinik	92
6	Kantin	83
7	Gudang	83
8	Bengkel	83
9	Tempat Ibadah	75

Tabel 4.1 Lanjutan Perincian Luas dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Luas, m ²
10	Pos Penjagaan	75
11	Area Parkir	467
12	Area Proses	567
13	Area utilitas dan UPL	617
14	Area tangki dan Gudang Bahan Baku	2.244
15	Area Perluasan	5.020
Jumlah		10.000

4.3. Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

Lajunya aliran harus diatur dengan tepat agar memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Perhatikan kelancaran aliran udara di dalam dan sekitar area proses. Tujuannya untuk menghindari udara tergenang di tempat-tempat di mana bahan kimia berbahaya dapat terakumulasi yang akan membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, Anda perlu memperhatikan arah hembusan.

3. Pencahayaan

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

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Saat menentukan tata letak alat kerajinan perlu memperhatikan pekerja agar dapat dengan mudah dan cepat mengakses semua alat. Jika terjadi masalah, dapat segera diperbaiki. Selain itu, keselamatan pekerja harus diutamakan dalam menjalankan tugasnya.

5. Ekonomi

Saat mendesain tata letak proses, alat proses harus diatur untuk mengurangi biaya operasi, sambil memastikan produksi pabrik yang lancar dan aman, sehingga dapat menguntungkan dari sudut pandang ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses dengan suhu dan tekanan kerja yang lebih tinggi, alat tersebut harus dipisahkan dari alat proses lainnya agar tidak merusak alat proses lainnya saat alat tersebut meledak atau terbakar.

7. Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk sarana atau fasilitas dalam pemeliharaan peralatan pabrik melalui pemeliharaan dan perbaikan peralatan, agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan meningkatkan produktivitas, sehingga tujuan produksi dan spesifikasi produk dapat tercapai.

Pemeliharaan preventif dilakukan setiap hari untuk menghindari kerusakan peralatan dan membersihkan lingkungan peralatan. Pada saat yang sama, perawatan rutin dilakukan sesuai dengan manual yang ada. Cara penjadwalan adalah membuat peralatan menerima perawatan khusus secara bergiliran. Pabrik akan terus diproduksi dan akan berhenti jika gagal.

Pemeliharaan alat proses dilakukan sesuai dengan prosedur yang sesuai. Hal ini terlihat dari penjadwalan yang dilakukan pada masing-masing perangkat. Perawatan mesin untuk setiap alat termasuk:

a. *Over Head* 1 x 1 tahun

Ini adalah perbaikan, pemeriksaan, dan perataan seluruh alat, termasuk melepas alat, mengganti bagian alat yang rusak, dan kemudian memulihkannya ke keadaan semula..

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan perawatan yang digunakan untuk memperbaiki bagian alat yang rusak. Ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah:

Umur Alat

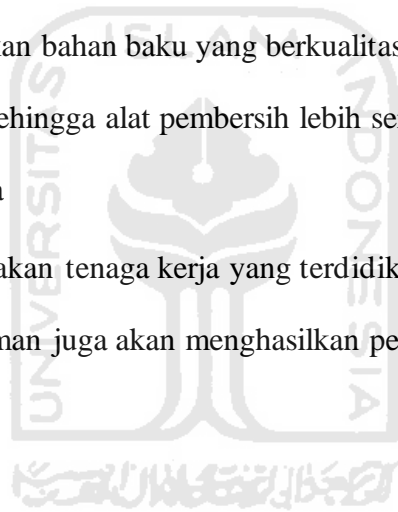
Semakin tua usia peralatan, semakin banyak pula perawatan yang harus dilakukan, yang berakibat pada meningkatnya biaya perawatan.

Bahan Baku

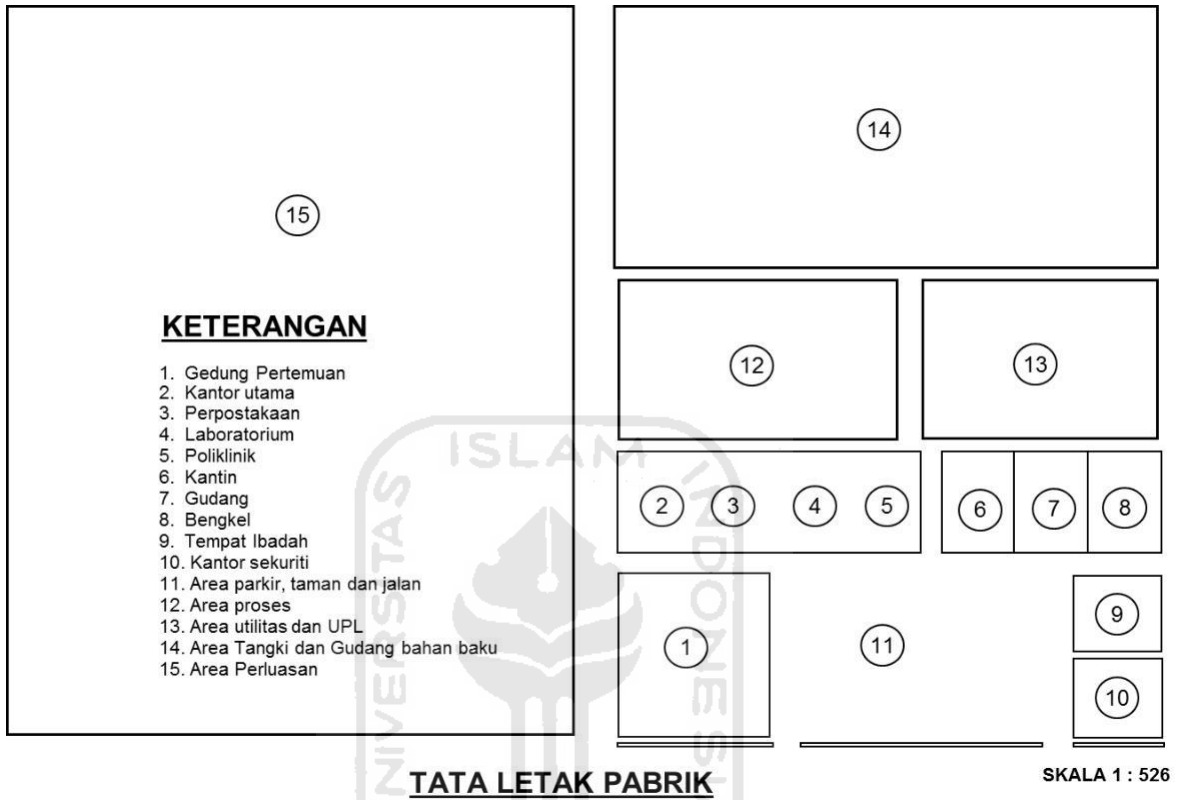
Menggunakan bahan baku yang berkualitas buruk dapat merusak peralatan, sehingga alat pembersih lebih sering dibersihkan.

Tenaga Manusia

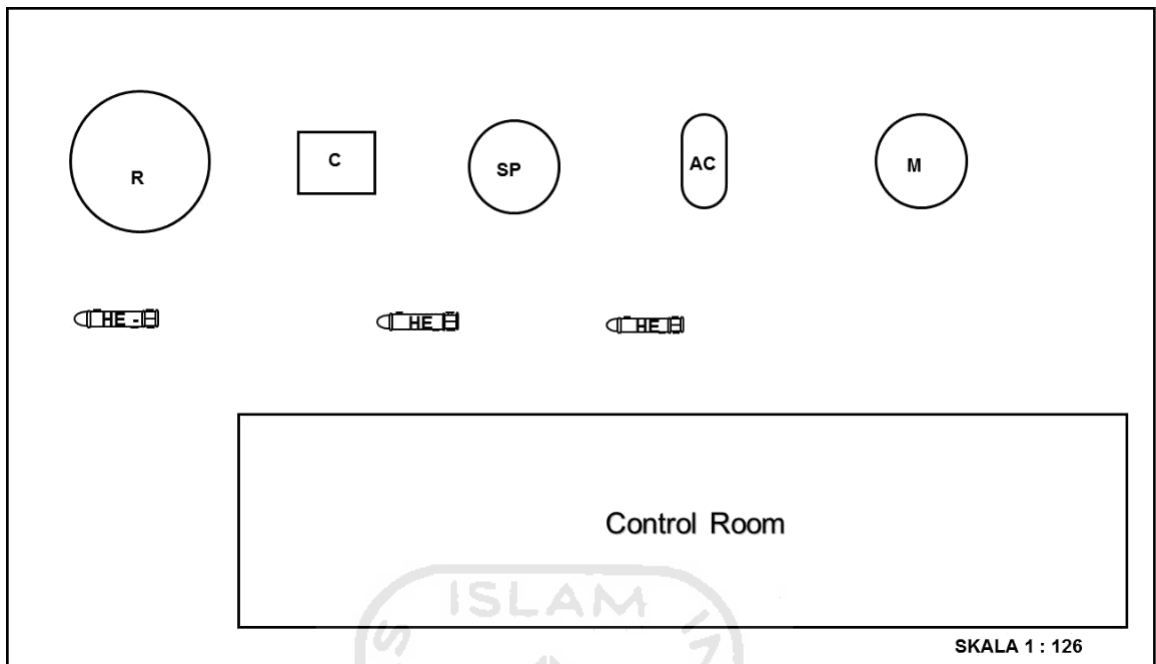
Mempekerjakan tenaga kerja yang terdidik, terlatih dan berpengalaman juga akan menghasilkan pekerjaan yang baik.



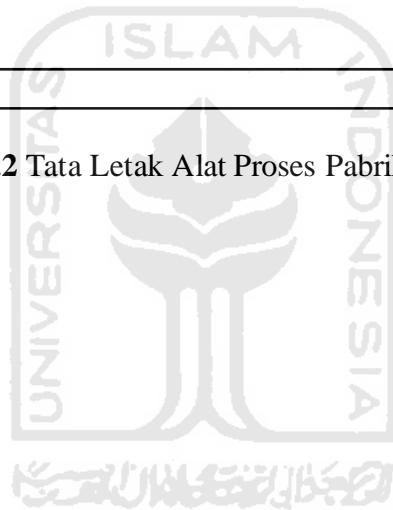
LAYOUT PABRIK ASETIELEN



Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik



Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Pabrik



4.4. Aliran Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar kg/jam
CaC ₂	6250,6235	62,5062
H ₂ O	76.104,5337	72.623,7183
C ₂ H ₂	0	2.513,9226
Ca(OH) ₂	0	7.155,011
CH ₃ COCH ₃	6.225,6628	6.225,6628
Total	88.580,8206	88.580,8206

2. Neraca Massa Per alat

a. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk **Tabel**

4.3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam	
		Hasil atas	Hasil bawah
CaC ₂	6.250,6235	0	62,5062
H ₂ O	76.041,6487	1.132,9878	71.427,8449
C ₂ H ₂	0	2.513,9227	0
Ca(OH) ₂	0	0	7.155,0106
Total	82.292,2722	82.292,2722	

b. Kondensor Partial dan Separator

Tabel 4.4 Neraca Massa Separator

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar kg/jam	
		Hasil atas	Hasil bawah
C ₂ H ₂	2.513,9226	2.513,9226	0
H ₂ O	1.132,9878	11,3299	1.121,6579
Total	3.646,9104	3.646,9104	

c. Mixer

Tabel 4.5 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C ₂ H ₂	2.513,9226	2,513,9226
H ₂ O	74,2154	74,2154
CH ₃ COCH ₃	6.225,6628	6.225,6628
Total	8.813,8008	8.813,8008

4.4.2. Neraca Panas

Suhu referensi = 25 °C

1. Reaktor

Tabel 4.6 Neraca Panas Reaktor

Komponen	H in (Kj/jam)	H out (Kj/jam)
CaC ₂	8540,94	11646,68
H ₂ O	3421874,24	3265237,5

Tabel 4.6 Lanjutan Neraca Panas Reaktor

Komponen	H in (Kcal/jam)	H out (Kcal/jam)
C ₂ H ₂	0	39459,14
Ca(OH) ₂	0	90979,86
Panas reaksi	5154622	0
Panas yang keluar	0	5177714
Total	8585037,18	8585037,18

Tabel 4.7 Neraca Panas Separator

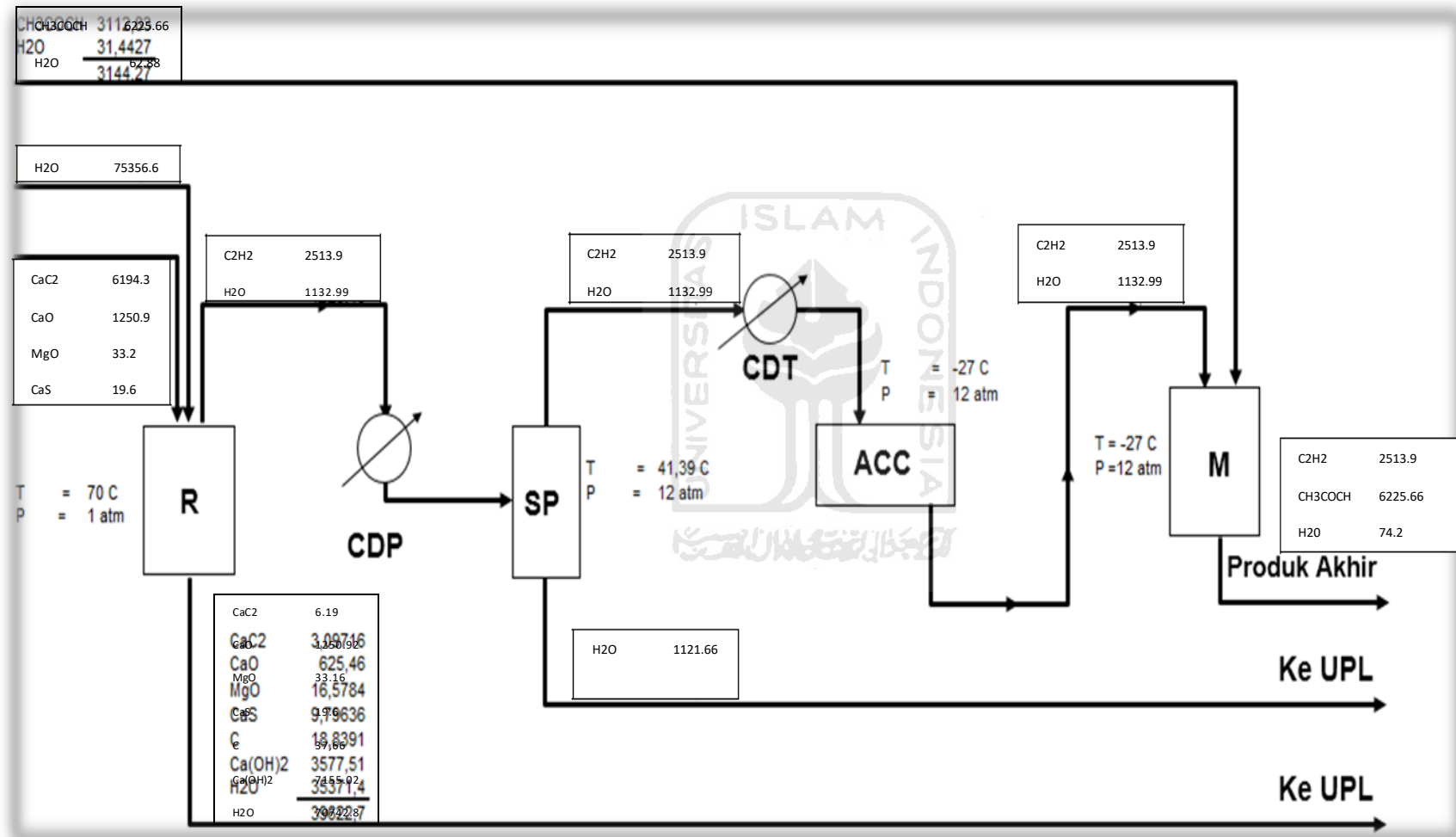
Komponen	H in (Kj/jam)	H out (Kj/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
C ₂ H ₂	598943,626	407476,562	0
H ₂ O	712666,188	6199,248	8253,834
Panas keluar	0	889680,124	
Total	1311609,768	1311609,768	

Tabel 4.8 Neraca Panas Heater-01

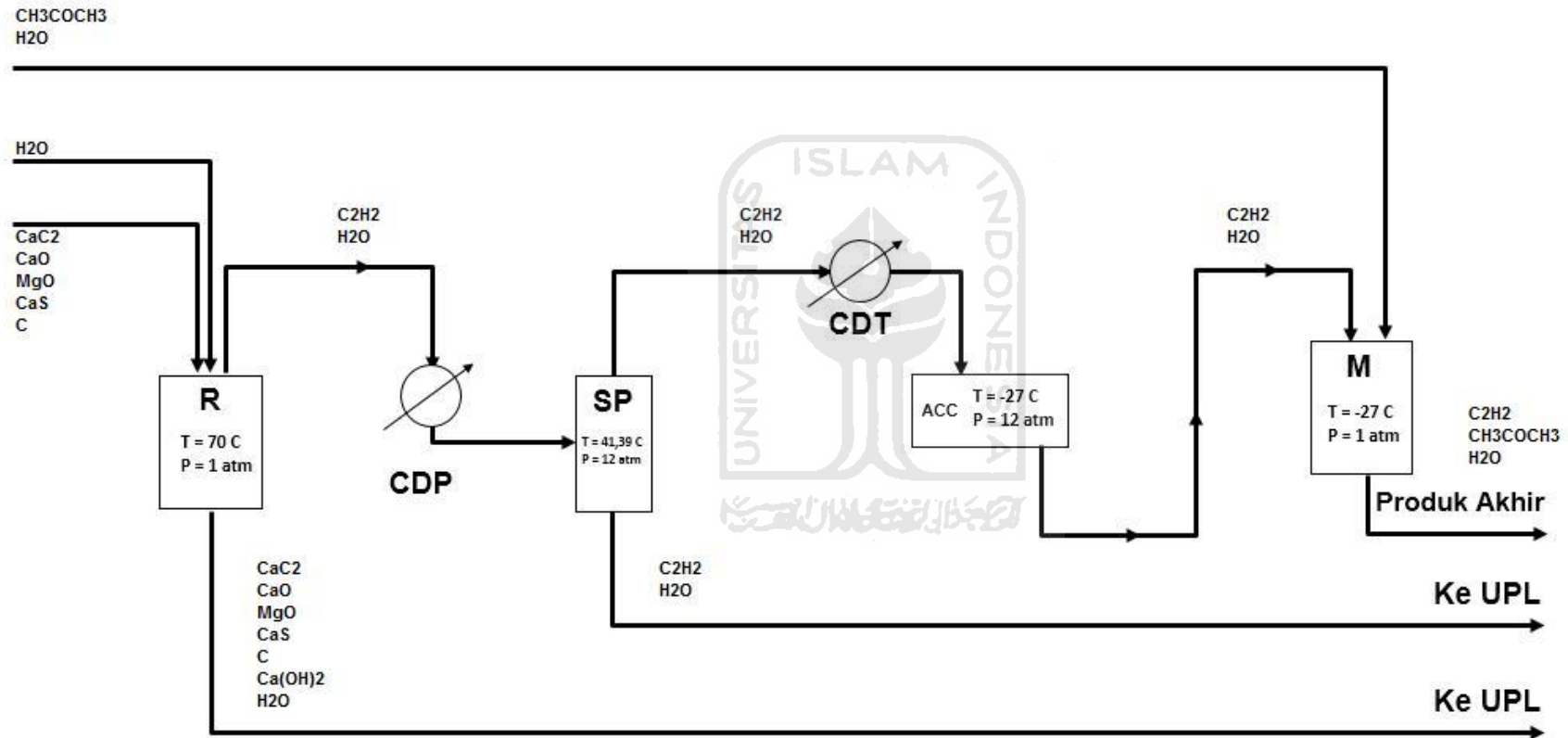
Komponen	H in (Kcal/jam)	H out (Kcal/jam)
H ₂ O	379726,34	3404829,34
Panas diambil	3025103	0
Total	3404829,34	3404829,34



4.4.1 Diagram Alir Kuantitatif



4.4.2. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir kualitatif Pabrik Asetilen

4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk menunjang proses produksi di dalam pabrik diperlukan fasilitas penunjang yaitu fasilitas umum. Utilitas adalah unit pendukung untuk penyediaan air, steam, listrik dan bahan bakar. Keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas meliputi unit pengolahan air, produksi uap, dan pasokan bahan bakar dan listrik.

Untuk menjamin kelancaran suatu proses produksi pabrik asetilen dari batuan kalsium karbida dan air, terdapat faktor-faktor penunjang yang berhubungan dengan penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas tersebut meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power plant System*)
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

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

1. Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku dan bahan penolong yang dibutuhkan oleh Pabrik Asetilen, hal ini karena air berperan besar sebagai bahan baku, bahkan mendinginkan proses produksi, bahkan memenuhi permintaan konsumen. Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik biasanya digunakan air sumur, air danau, air sungai dan air laut..

Dalam perancangan Pabrik Asetilen ini, air yang digunakan berasal dari Sungai Bengawan Solo. Berikut beberapa pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber air :

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan relatif murah, sedangkan pengolahan air laut lebih rumit dan biaya pengolahan biasanya lebih tinggi.
2. Air sungai merupakan sumber yang kontinuitasnya tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.

Air sungai sebagai *raw water* ini nantinya akan dipergunakan di lingkungan pabrik sebagai:

1. Air pendingin

Digunakannya air sebagai media pendingin karena beberapa faktor. Faktor tersebut antara lain:

- a. Air dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
- b. Mudah didalam pengolahan dan pengaturannya
- c. Tidak mudah menyusut walaupun adanya perubahan temperatur pendingin
- d. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume
- e. Tidak terdekomposisi

Selain air pada desain Pabrik Asetilen, refrigerant (NH₃) juga digunakan sebagai media pendingin. Dinginkan hingga di bawah suhu air.

2. Steam

Terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan dalam penggunaan air sebagai steam. Beberapa hal yang perlu diperhatikan saat mengolah air sebagai uap adalah sebagai berikut :

a. Zat yang menyebabkan kerak (Scale forming)

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

b. Zat yang menyebabkan korosi

Korosi pada boiler disebabkan oleh air yang mengandung larutan asam dan gas terlarut (seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃). O₂ masuk karena aerasi atau kontak dengan udara luar.

c. Zat yang menyebabkan forming

Karena banyaknya bahan organik yang tidak dapat larut, air yang diperoleh kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan boiler berbusa. Pembusaan terutama terjadi di bawah alkalinitas tinggi.

3. Air Sanitasi

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

a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi :

- 1) Tidak mengandung bakteri terutama patogen yang dapat merubah sifat fisik air

- 2) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air
- 3) Tidak beracun

2. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Unit penyediaan dan pengolahan air meliputi:

1. Pengendapan

Air sungai yang melewati filter mengalir ke bak pengendapan awal. Pengendapan kotoran lumpur dan air sungai yang belum lolos saringan awal (screen). Kemudian mengalir ke bak sedimentasi yang dilengkapi pengaduk.

2. Penggumpalan

Air setelah melewati bak pengendap awal kemudian mengalir ke koagulan, dan koloid yang tersuspensi dalam cairan (larutan) yang belum mengendap di bak pengendap dikoagulasi dengan menambahkan senyawa. Umumnya *flokulan* yang umum digunakan adalah tawas atau alum ($Al_2(SO_4)_3$) dan Na_2CO_3 .

3. Clarifier

Setelah melewati bak koagulasi air, air dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan / mengendapkan koagulum dari bak koagulasi. Air baku yang telah dialirkan ke tangki *clarifier* akan diaduk dengan alat pengaduk. Air keluar dari tangki *clarifier* dari tepi luapan, dan lumpur

yang terbentuk (flok) akan mengendap akibat gaya gravitasi dan dibuang secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan..

4. Penyaringan

Setelah keluar dari tangki *clarifier*, air dialirkan ke dalam bak penyaring pasir untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih keluar atau masih di dalam air tetapi belum mengendap. Dengan menggunakan saringan pasir yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai bahan saringan.

Kemudian air bersih ini disalurkan ke menara air dan unit demineralisasi. Kapasitas penyaring pasir akan berkurang. Oleh karena itu, perlu dilakukan regenerasi secara rutin melalui *backwashing*.

5. Demineralisasi

Untuk memenuhi kebutuhan air umpan boiler atau steam, diperlukan air murni yang memenuhi persyaratan bebas garam. Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion pada air hasil filter sehingga konduktivitasnya kurang dari 0,3 ohm dan kandungan silika kurang dari 0,02 ppm.

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

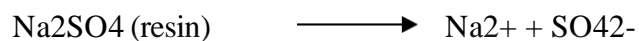
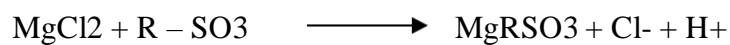
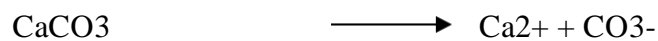
a. Cation Exchanger

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+

sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

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

Reaksi:



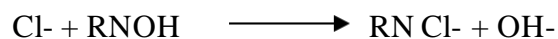
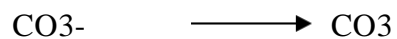
Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.



b. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi atau Dekontaminasi adalah proses pelepasan air umpan boiler dari oksigen (O₂). Pompa air deionisasi (*polishing water*) ke dalam deaerator, dan injeksi hydrazine (N₂H₄) untuk menggabungkan oksigen yang terkandung di dalam air untuk mencegah kerak pada tabung boiler.

Reaksi:



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

3. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air pendingin

Tabel 4.9 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kode	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Reaktor	R-01	517.771,4062
2	Condenser Partial	CD-01	44.484
3	Refigerant	CD -02	36.473,8204
Jumlah			598.729,2266

2. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.10 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

No	Nama Alat	Kode	Kebutuhan (Kg/j)
1	Heat Exchanger	HE-01	5.516,8198
Jumlah			5.516,8198

3. Kebutuhan Air Proses

Tabel 4.11 Kebutuhan Air Proses

No	Nama Alat	Kode	Kebutuhan (Kg/j)
1	Reaktor	R-01	76.041,6484
Jumlah			76.041,6484

4. Kebutuhan Air Perkantoran dan Pabrik

Tabel 4.12 Kebutuhan Air Perkantoran dan Pabrik

No	Alat yang membutuhkan	Kebutuhan (Kg/j)
1	Konsumsi	2742
2	Laboratorium	137
3	Bengkel	137
Jumlah		3016

$$\begin{aligned}
&\text{Kebutuhan air total} \\
&= 598.729,2266 + 5.516,8198 + 76.041,6484 + 3.016 \\
&= 683.303,6948 \text{ kg/j}
\end{aligned}$$

5. Air yang Hilang

Jumlah air yang hilang di Cooling Tower

$$\begin{aligned}
&\text{Umpan Air pendingin} &&= 598.729,25 \text{ Kg/j} \\
&\text{Umpan Udara pendingin} &&= 264.709,75 \text{ Kg/j} \\
&\text{Panas Penguapan air pada suhu } 50 \text{ }^\circ\text{C} &&= 560 \text{ Kcal / kg} \\
&\text{kelembaban relatif} &&= 70 \% \text{ dari fig. 499 Brown} \\
&\text{kelembaban mutlak} &&= 0,0190 \text{ kg H}_2\text{O/ kg udara} \\
&\text{suhu udara keluar dari } \textit{Cooling tower} &&= 47,3 \text{ C pada keadaan} \\
&\text{dengan kelembaban mutlak} &&= 0,0635 \text{ kg H}_2\text{O/ kg udara.}
\end{aligned}$$

Neraca panas :

$$Q1 = 14.968.311 \text{ Kcal/j}$$

$$Q2 = 4.831.636 \text{ Kcal/j}$$

$$Q3 = 2.904.953 \text{ Kcal/j}$$

$$Q4 = 16.894.994 \text{ Kcal/j}$$

$$(Q1 + Q2) = (Q3 + Q4)$$

$$(14.968.311 + 4.831.636) = (2.904.953 + 16.894.994)$$

$$19.799.947 = 19.799.947$$

$$\text{Jumlah air menguap (Mv)} = 17.748,858 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu udara} = 47,30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Kelembaban udara} = 0,0635 \text{ kg H}_2\text{O / kg udara kering}$$

Air yang hilang pada saat blow down Cooling Tower :

$$= 2.218,6073 \text{ Kg/j}$$

Air yang hilang pada saat blow down Boiler :

$$\text{Air yang hilang} = 0.1 \cdot 5.516,82 \text{ Kg/j (10\% Steam)}$$

$$= 551,68 \text{ Kg/j}$$

$$= 17.748,86 + 551,68 + 2.218,61 + 76.041,65 + 3016.20 \text{ kg/j}$$

$$= 99.577 \text{ kg/j}$$

Air yang hilang pada saat blow down Clarifier :

$$\text{Air yang hilang} = 0.025 \cdot 99.577 \text{ Kg/j (2.5 \%)}$$

$$= 2489,43 \text{ Kg/j}$$

$$= (17.748,86 + 551,68 + 2.218,61 + 76.041,65 + 3016.20 + 2489,43) \text{ Kg/j}$$

$$= 102.066,43 \text{ Kg/j}$$

$$= 102,066 \text{ M}^3/\text{j}$$

4.5.2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 5516,8198 kg/jam

Jenis : Water Tube boiler

Jumlah : 1 buah

Permintaan uap dari pabrik asetilen digunakan untuk penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut digunakan boiler dengan water tube boiler berbahan bakar minyak, yang dilengkapi dengan drum separator dengan 25% sirkulasi kondensat.

Jenis boiler tabung air memiliki karakteristik pembangkitan uap tinggi dan tekanan tinggi. Melalui proses penyalaan di luar pipa panas yang dihasilkan memanaskan pipa yang terisi air, sebelumnya air diatur oleh *economizer*, kemudian uap yang didapat ditampung terlebih dahulu di steam drum. Sebelum tekanan dan suhu sesuai, uap dilepaskan ke pipa distribusi utama melalui tahapan *superheater* sekunder dan *superheater* primer. Di dalam pipa air, mineral atau zat lain yang terlarut di dalam air harus disesuaikan.

Untuk menjalankan operasi boiler ini diperlukan bahan bakar, dan jumlah panas yang harus disediakan adalah 10.601.318.000 Btu / jam, sehingga digunakan bahan bakar minyak dengan nilai kalor 262.000 Btu / gal. Kebutuhan bahan bakar yang digunakan 306,3 kg / jam dan kebutuhan udara 5.064 kg / jam. Cara kerja bahan bakar ini adalah pemanasan yang disebabkan oleh pembakaran campuran bahan bakar cair (solar, IDO, residu, minyak tanah) dan oksigen dengan sumber panas.

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sytem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

4.5.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Peralatan proses

Tabel 4.13 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No	Nama Alat	Power, Hp
1	Pompa – 01	10
2	Pompa – 02	10
3	Pompa – 03	15
4	Pompa – 04	510
5	Pompa – 05	1
6	Pompa – 06	1,5
7	Pompa – 07	15
8	Mixer – 01	1
9	Reaktor – 01	6
10	Screw Conveyor -01	1
Total		70,50

Peralatan Utilitas

Tabel 4.12 Kebutuhan listrik untuk Alat Utilitas

No	Nama Alat	Power, Hp
1	Pompa Utilitas – 01	24
2	Pompa Utilitas – 02	70
3	Pompa Utilitas – 03	15

Tabel 4.12 Lanjutan Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas

No	Nama Alat	Power, Hp
4	Pompa Utilitas – 04	15
5	Pompa Utilitas – 05	80
6	Pompa Utilitas – 06	80
7	Pompa Utilitas – 07	1
8	Pompa Utilitas – 08	1
9	Pompa Utilitas – 09	1
Total		287

Kebutuhan keperluan lain = 100 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses = 357,5 + 100 Hp
= 457,5 Hp

= 457,5 Hp x 0.7457 Kwatt/Hp
= 341,15 Kwatt

Dengan kebutuhan listrik sebesar itu, PLN bisa memenuhi daya 350 kilowatt. Jika terjadi mati listrik, digunakan generator diesel standby berkekuatan 460 hp. 1 generator digunakan. Pikirkan pemadaman listrik selama 3 jam sebulan sekali, sehingga:

Efisiensi motor diesel = 80%

Efisiensi bahan bakar = 70%

Tenaga yang disediakan diesel = 460 Hp / 0,8

= 575 Hp

4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar : :

$$\begin{aligned} &= (575 \text{ Hp} / 0.7) \times (0.7457 \text{ Kwatt/Hp}) \times (0.9478 \text{ Btu/dt /kVA}) \\ &= 580,564 \text{ Btu/dt} \end{aligned}$$

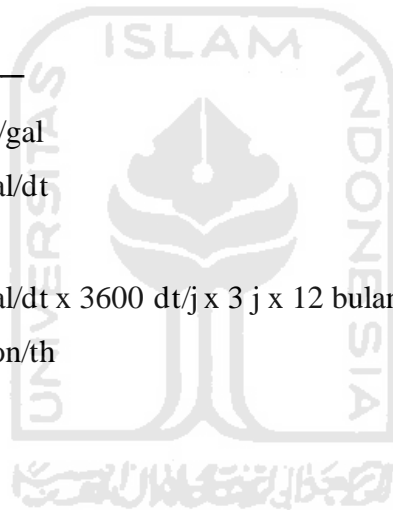
Heating Value = 144.000 Btu/gal

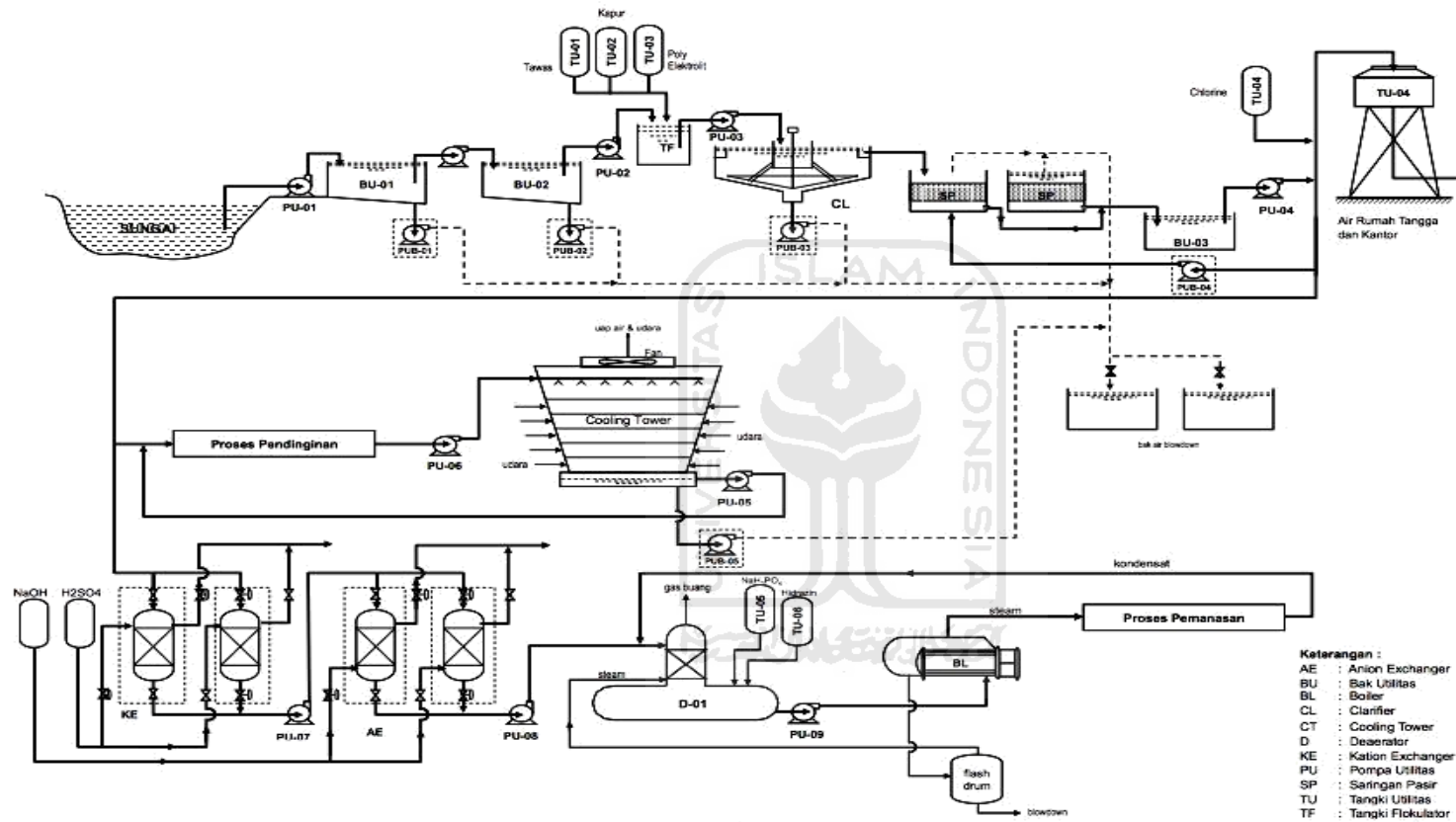
° API = 22 - 28 °API

Densitas = 0.9 kg / lt

μ = 1.2 cp

$$\begin{aligned} &= \frac{580,564 \text{ Btu/dt}}{144000 \text{ Btu/gal}} \\ &= 0.004032 \text{ gal/dt} \\ &= 0.004032 \text{ gal/dt} \times 3600 \text{ dt/j} \times 3 \text{ j} \times 12 \text{ bulan} \\ &= 522,51 \text{ gallon/th} \end{aligned}$$





Gambar Skema Unit Pengolahan Air

Gambar 4.5 Skema Unit Pengolahan Air

4.6. Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Perusahaan

Perusahaan perencanaan dan desain bentuk pabrik asetilen merupakan perseroan terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah bentuk perseroan yang memperoleh modal melalui penjualan saham, di mana masing-masing mitra ikut serta dalam satu atau lebih saham. Saham adalah surat berharga yang diterbitkan oleh perusahaan atau PT. Yang memiliki saham berarti telah menyetorkan dana ke dalam perusahaan, yang artinya juga memiliki perusahaan tersebut. Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab untuk membayar jumlah penuh yang ditentukan dalam setiap saham. Pemegang saham akan menerima sebagian dari keuntungan yang disebut dividen, yang besarnya tergantung dari besar kecilnya keuntungan yang diperoleh perseroan terbatas..

4.6.2. Struktur Organisasi

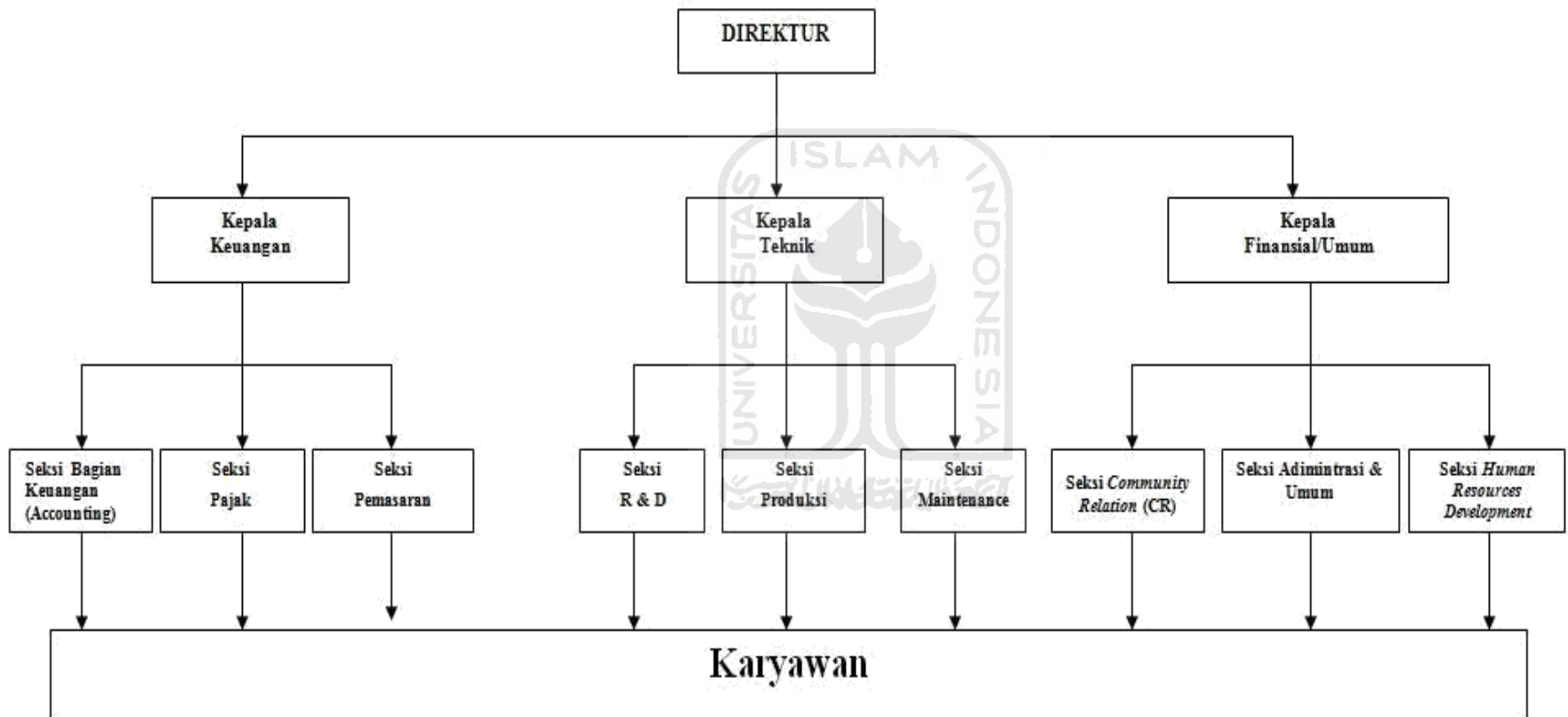
Dalam rangka menjalankan suatu perusahaan dengan baik, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur

- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.





Gambar 4.6 struktur Organisaasi Perusahaan

4.6.3. Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah banyak orang yang menghimpun dana untuk pendirian dan operasional perusahaan. Kekuasaan tertinggi dalam suatu perseroan berbentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum pemegang saham, pemegang saham dialokasikan :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Direksi

Direktur adalah orang yang ditunjuk untuk memimpin perseroan terbatas (PT). Seorang direktur dapat menjadi orang yang memiliki perusahaan, atau orang profesional yang ditunjuk oleh pemilik bisnis untuk bertanggung jawab menjalankan dan memimpin perseroan terbatas.

Di Indonesia pengaturan terhadap direktur terdapat dalam UU No. 40 Tahun 2007 Tentang Perseroan Terbatas dijabarkan fungsi, wewenang, dan tanggung jawab direksi.

Direktur utama adalah pemimpin puncak perusahaan dan bertanggung jawab penuh atas kemajuan dan kemunduran perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab atas semua tindakan yang diambilnya.

3. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan di lingkungan sesuai dengan petunjuk pimpinan perusahaan. Kepala departemen juga bisa menjadi supervisor karyawan. Penanggung jawab bagian ini melapor kepada direktur.

4. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.4. Sistem Kepegawaian dan Gaji

1. Cuti tahunan

Karyawan berhak atas 12 hari cuti tahunan setiap tahun. Jika hak cuti tidak dilaksanakan dalam waktu satu tahun, hak untuk tahun tersebut akan hilang..

2. Hari libur nasional

Untuk karyawan harian (non-shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Bagi karyawan shift, selama hari libur dihitung sebagai lembur maka tetap bekerja pada hari libur nasional..

3. Lembur (*Overime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Karyawan Non shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti manajemen, gudang, dll. Jam kerja adalah 40 jam dalam seminggu. Dengan perincian jam kerja non shift sebagai berikut:

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 08.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 08.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur.

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti produksi, mesin, laboratorium, genset, kelistrikan dan instrumentasi. Rencana kerja karyawan shift dibagi menjadi:

- Shift Pagi : 08.00 – 16.00

- Shift Sore : 16.00 – 00.00

- Shift Malam : 00.00 – 08.00

Pergantian karyawan dibagi menjadi 4 tim yaitu 3 tim kerja dan 1 tim istirahat yang dilaksanakan secara bergantian. Waktu shift masing-masing tim adalah 6 hari kerja, setiap shift mengambil satu hari libur, kemudian masuk kembali untuk shift berikutnya. Selama hari libur atau hari libur yang ditentukan oleh pemerintah, tim yang bertugas akan tetap berada di lokasi. Tabel berikut mencantumkan jadwal kerja masing-masing tim:

Tabel 4.15 Jadwal Kerja Tiap Regu

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

Keterangan :

P = *Shift* Pagi

M = *Shift* Malam

S = *Shift* Siang

L = Libur

5. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4.16 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Perorang (Rp)	Gaji Perbulan (Rp)
1	Direktur Utama	1	30.000.000	30.000.000
2	Kepala Bagian	3	15.000.000	45.000.000
3	Kepala Seksi	9	10.000.000	90.000.000
4	Staff	50	7.500.000	375.000.000
5	Operator lapangan	100	5.000.000	500.000.000
6	Dokter	2	10.000.000	20.000.000
7	Perawat	4	4.000.000	16.000.000
8	<i>Security</i>	40	3.000.000	120.000.000
9	<i>Driver</i>	13	3.000.000	39.000.000
Total		222		1.235.000.000

4.7. Evaluasi Ekonomi

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

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct manufacturing Cost*)

- b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
- a. *Percent Return on invesment (ROI)*
 - b. *Pay out time (POT)*
 - c. *Break event point (BEP)*
 - d. *Shut down point (SDP)*
 - e. *Discounted cash flow (DCF)*

Untuk dapat mengetahui manfaat yang diperoleh, apakah akan diklasifikasikan sebagai “besar” atau “tidak” sehingga kemungkinan untuk mendirikan pabrik dapat diklasifikasikan, maka dilakukan analisis kelayakan..

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

- a. *Percent Return on Investment (ROI)*

Percent Return on Investment adalah perkiraan nilai tingkat pengembalian tahunan yang dapat dikembalikan ke modal investasi.

- b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time ini 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..

c. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.

d. *Discounted Cash Flow*

Analisis kelayakan ekonomi menggunakan “Discounted Cash Flow” didasarkan pada jumlah investasi tahunan yang tidak diperoleh kembali selama siklus hidup ekonomi, dan keuntungan tahunan diperkirakan. Rata-rata of return based on discounted cash flow adalah tingkat bunga tertinggi dimana pabrik atau proyek dapat melunasi pinjaman bank selama umur pabrik.

4.7.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses berubah setiap tahun sesuai dengan situasi ekonomi saat ini. Untuk mengetahui harga peralatan saat ini, Anda bisa memperkirakannya berdasarkan harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan metode yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan saat ini adalah:

$$= \frac{Ex}{Ey} \times Nx \quad (\text{ & . 16,1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2022

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2022

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Aries & Newton serta data data yang diperoleh dari www.chemengonline.com/pci sehingga dinyatakan dalam bentuk tabel:

Tabel 4.17 CEP index

Tahun	CEP
1954	86,1
1988	343
1994	368,1
2000	394,1
2008	473,42
2015	524,53
2022	575,64

Berdasarkan nilai CEP yang sudah diperoleh maka harga alat yang akan digunakan nantinya pada tahun 2022 adalah sebagai berikut:

Tabel 4.18 Harga Alat Pada Tahun 2022

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan Th 1954 (US\$)	Harga Satuan Th 2019 (US\$)	Harga (US\$)
1	Reaktor – 01	1	34.000	215.373	227.314
2	Separator – 01	2	1.200	8.023	16.046
3	Hopper – 01	3	21.000	140.400	421.200
4	Tangki – 01	2	98.000	655.200	1.310.400
5	Tangki – 01	2	89.000	595.029	1.190.057
6	Mixer – 01	1	550	3.677	3.677

Tabel 4.18 Lanjutan Harga Alat Pada Tahun 2019

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan Th 1954 (US\$)	Harga Satuan Th 2019 (US\$)	Harga (US\$)
7	Heater – 01	2	6.200	41.451	82.903
8	Condenser – 01	2	9.800	65.520	131.040
9	Condenser – 02	2	12.000	80.229	160.457
10	Acc – 01	1	1.300	8.691	8.691
11	Compressor- 01	1	11.300	75.549	75.549
12	Screw conv– 01	2	820	5.482	10.965
13	Pompa – 01	4	740	4.947	19.790
14	Pompa – 02	4	690	4.613	18.453
15	Pompa – 03	4	960	6.418	25.673
16	Pompa – 04	4	500	3.343	13.371
17	Pompa – 05	4	500	3.343	13.371
18	Pompa – 06	4	500	3,343	13.371
19	Pompa – 07	4	960	6.418	25.673
Total					3.768.002

4.7.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 20.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pabrik didirikan = 2025

Kurs mata uang = US\$ 1 = Rp 14.000

4.7.3. Perhitungan Biaya

1. Capital Investment

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

- a. Fixed Capital Investment, yaitu uang yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang terdiri dari: manufacturing dan non manufacturing
- b. 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 :

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

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.

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.

4.7.4. 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 :

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.

FCI = *Fixed Capital Investment*

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..

3. Discount 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. Untuk menghitungnya, maka digunakanlah DCF.

Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$FC + \frac{WC}{(1+i)^n} = \frac{\sum_{t=1}^n C_t}{(1+i)^t} + \frac{SV}{(1+i)^n}$$

Dimana :

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Value

C : Cash Flow

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i: Nilai DCFR

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 :

$$\frac{(\dots)}{(\dots)}$$

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

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 pendapatannya 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:

$$= \left(\frac{0.1}{-0.7} \right) \times 100\%$$

4.7.5. Hasil Perhitungan

1. Penentuan Physical Plant Cost

Tabel 4.19 Physical Plant Cost

No	Komponen	Harga (US\$)	Harga (Rp)
1	Harga alat sampai ditempat	4.710.002,14	
2	Instalasi	474.768,22	1.145.472.521
3	Pemipaan	1.916.028,87	1.324.452.603
4	Instrumentasi	915.624,42	214.776.098
5	Insulasi	122.460,06	178.980.081
6	Listrik	457.812,21	107.388.049
7	Bangunan		13.000.000.000
8	Tanah		12.000.000.000
9	Utilitas	4.978.980,73	1.523.556.683
Physical Plant Cost		13.575.676,64	29.494.626.035

Tabel 4.20 Direct Plant Cost

No	Komponen	US\$	Rp
1	Physical plant cost	13.575.676,64	29.494.626.035,14
2	Engineering & Construction (25%)	3.393.919,16	7.373.656.508,79
Direct Plant Cost (DPC)		16.969.595,80	36.868.282.543,93

Tabel 4.21 Fixed Capital Investment

No	Komponen	US\$	Rp
1	<i>Direct Plant Cost</i>	16.969.595,80	36.868.282.543,93
2	<i>Contractor fee (5 %)</i>		13.722.131.188,45
3	<i>Contingency (15 %)</i>	2.545.439,37	5.530.242.381,59
Fixed Capital Investment (FCI)		19.515.035,17	56.120.656.113,96

Tabel 4.22 Direct Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	93.348.727.909
2	Gaji Karyawan	14.820.000.000
3	Supervisi (10% karyawan)	1.482.000.000
4	<i>Maintenance (2% FCI)</i>	6.586.622.970
5	<i>Plant Supplies (15 % Maint.)</i>	987.993.446
6	<i>Royal. dan Patt. (1 % Sales)</i>	2.700.000.000
7	Utilitas	23.427.047.117
Total		140.341.084.334

Tabel 4.23 Indirect Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead (15 % Kary.)</i>	2.223.000.000
2	Laboratorium (10 % Kary.)	1.482.000.000

Tabel 4.23 Lanjutan Indirect Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
3	Packaging dan Shipping (0.5 % Sales)	1.350.000.000
4	Plant Overhead (50 % Kary.)	7.410.000.000
Total		12.465.000.000

Tabel 4.24 Fixed Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi (10% FCI)	32.933.114.852
2	Property tax (2% FCI)	6.586.622.970
3	Asuransi (2% FCI)	6.586.622.970
Total		46.106.460.793

Tabel 4.25 Total manufacturing Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Direct Manufacturing Cost	140.341.084.334
2	Indirect Manufacturing Cost	12.465.000.000
3	Fixed Manufacturing Cost	46.106.360.793
Total		198.912.445.127

Tabel 4.26 Working Capital

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	16.576.037.094
2	<i>In proses inventory</i>	24.864.055.641
3	<i>Product inventory</i>	16.576.037.094
4	<i>Available cash</i>	16.576.037.094
5	<i>Extended credit</i>	33.152.074.188
Total		107.744.241.110

Tabel 4.27 General Expense

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Administrasi (3% Manu. Cost)	5.967.373.354
2	Sales (5 % Manu. Cost)	9.945.622.256
3	Finance (5 % WC+FCI)	21.853.769.482
4	Riset (2% sales)	5.400.000.000
Total		43.166.765.092

Tabel 4.28 Total Biaya Produksi

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Manufacturing cost	198.912.445.127
2	General expense	43.166.765.092
Total		242.079.210.219

Tabel 4.29 Total Capital Investment

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Fixed Capital Investment	329.331.148.523
2	Working Capital	107.744.241.110
Total		437.075.389.633

Harga Jual Produk

$$= \frac{242.079.210.219}{h} = 12.589,14/$$

Total sales:

- a. Asetilen = Rp 27.000 / kg
- Produksi tiap tahun = 20.000.000 kg
- Annual sales = Rp 540.000.000.000
- Total annual sales = Rp 540.000.000.000

4.7.6. Analisa Keuntungan

Keuntungan = Total penjualan produksi – Total biaya produksi

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total sales = Rp 540.000.000.000

Total biaya produksi = Rp 251.962.897.719

Keuntungan = Rp 288.037.102.281

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = 20%

Keuntungan = Rp 230.429.681.825

4.7.7. Analisa Kelayakan Ekonomi

1. Return On Investement

ROI Sebelum pajak = 87,5 %

ROI Sesudah pajak = 70%

2. Pay Out Time

POT sebelum pajak = 1,02605 tahun

POT sesudah pajak = 1,25048 tahun

3. Break Even Point

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp 46.106.360.793

Variable Cost (Va) = Rp 121.864.467.118

Regulated Cost (Ra) = Rp 83.992.069.008

Penjualan Produk (Sa) = Rp 540.000.000.000

$$= \frac{(+ 0,3)}{(- 0,7)} \times 100\%$$

BEP = 19,84%

4. Shut Down Point

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

SDP = 7,01%

5. *Discounted cash flow rate*

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value (SV) = Rp 32.933.114.853

Working Capital = Rp 109.937.991.110

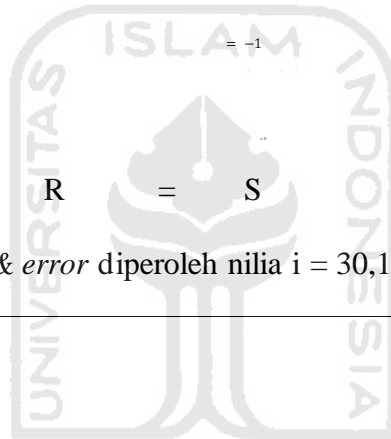
Fixed Capital = Rp 329.331.148.523

Cash flow (CF) = Annual Profit + Finance + Depresiasi

= Rp 285.326.253.659

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

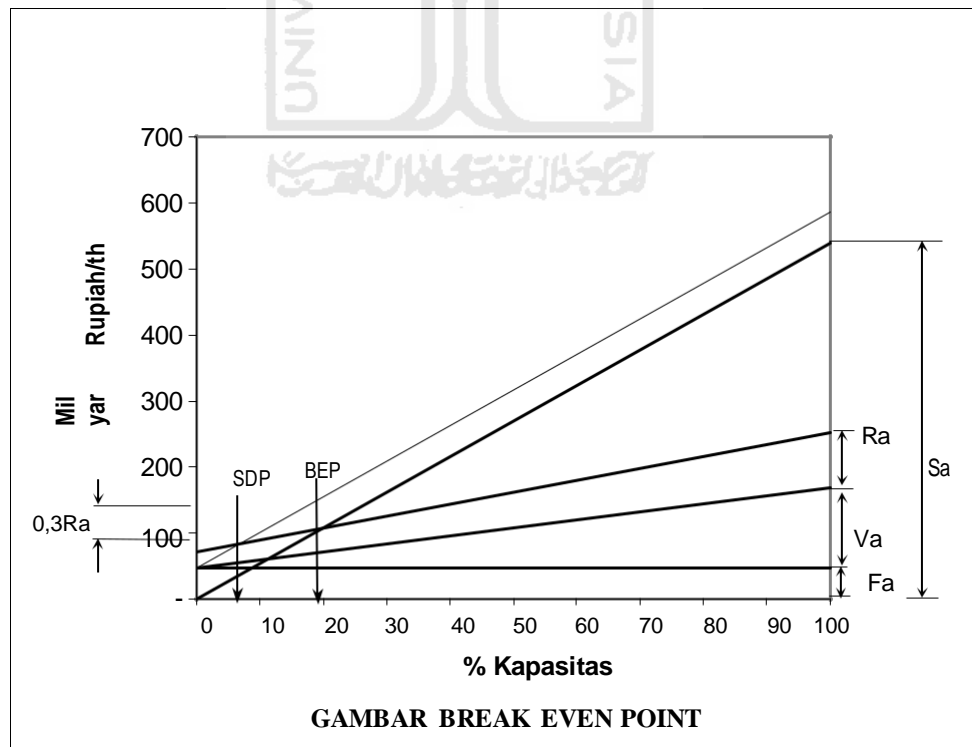
$(+)(++) = \Sigma$



$\Sigma (++) = +$

R = S

Dengan cara *trial & error* diperoleh nilai $i = 30,15\%$



Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs Rupiah

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Pabrik Asetilen dari batuan kalsium karbida dan air dengan kapasitas 20.000 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 :
 - 1) Keuntungan yang diperoleh :
Keuntungan sebelum pajak Rp 288.037.102.281/tahun, dan keuntungan setelah pajak (20%) sebesar Rp 230.429.681.825/tahun.
 - 2) Return On Investment (ROI) :
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 87,6 %, dan ROI setelah pajak sebesar 70 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 % (Aries & Newton, 1955).
 - 3) Pay Out Time (POT) :
POT sebelum pajak selama 1 tahun dan POT setelah pajak selama 1,2 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).
 - 4) Break Event Point (BEP) pada 19,84%, dan Shut Down Point (SDP) pada 7,01%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

5) Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 30,15 %. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 6,75 % (www.bi.go.id, akhir juni 2019). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 6,75\% = 10,125\%$).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Asetilen dari batuan kalsium karbida dan air dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini layak.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Morse, J.K., 1928, *The Structure of Acetylene.*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2011-2019, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 - 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th

ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Stang, P., and Diederich, F., 2008, *Modern Acetylene Chemistry*, Mc Graw Hill

Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for*

Chemical Engineers, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York



LAMPIRAN

REAKTOR

Tugas : Mereaksikan CaC_2 dengan H_2O menjadi asetilen dengan kecepatan

umpan = 11879.0537 kg/j

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

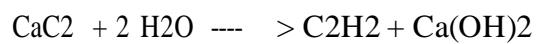
Suhu : 70°C

1. NERACA MASSA :

Umpan total masuk reaktor :

Komponen	Kmol/jam	Kg/jam
CaC_2	96,7862	6194,3116
CaO	22,3378	1250,9194
MgO	0,8290	33,1568
CaS	0,2772	19,5928
C	3,1398	37,6782
H_2O	4186,4772	75356,5888
Jumlah	4309,8472	82892,2476

Reaksi yang terjadi :



Konversi : 0.99

Hasil reaksi :

Komponen	Kmol/jam	Kg/jam
C ₂ H ₂	96,6894	2513,9226
CaC ₂	0,0968	6,1944
CaO	22,3378	1250,9194
MgO	0,8290	33,1568
CaS	0,2722	19,5928
C	3,1398	37,6782
Ca(OH) ₂	96,6894	7155,0106
H ₂ O	2993,0984	71875,7728
jumlah	4212,1968	82892,2476

2. NERACA PANAS

Diketahui Cp rata-rata untuk masing-masing komponen sebagai berikut :

$$cp \text{ CaC}_2 = 14,99 \text{ Kcal/Kmol oK}$$

$$cp \text{ H}_2\text{O} = 7,701 + 4,60\text{E-}04 T + 2,52\text{E-}06(T^2) - 8,59\text{E-}09(T^3)$$

Kcal/K mol oK

$$cp \text{ C}_2\text{H}_2 = 6,406 + 1,180\text{E-}02 T - 1,196\text{E-}05(T^2) + 3,373\text{E-}09(T^3)$$

Kcal/K mol oK

$$cp \text{ Ca(OH)}_2 = 20,91 \text{ Kcal/Kmol Ok}$$

a. Enthalpi Umpan Masuk Calcium Carbide :

$$\text{Suhu Umpan masuk Reaktor} = 30\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25\text{C}$$

Komponen	M	$\int cp dT$	$H = M \cdot \int cp dT$
CaC ₂	97.666	74.95	7320.06
CaO	22.540	50.35	1134.94

MgO	0.836	45.00	37.64
CaS	0.274	56.70	15.56
C	3.168	10.33	32.72
Jumlah	124.486		8540.94

Enthalpi Umpan masuk (H1) = 8540,9404 Kcal/j

b. Enthalpi Umpan Masuk H2O :

Suhu Umpan masuk Reaktor =70C

Suhu referensi =25C

Komponen	M	$\int_{cp} dT$	$H = M \cdot \int_{cp} dT$
H2O	4224.536	810.00	3421874.25
Jumlah	4224.536		3421874.25

Enthalpi Umpan masuk (H2) = 3421874.25 Kcal/j

c. Enthalpi Hasil Reaksi

Suhu hasil reaksi keluar Reaktor

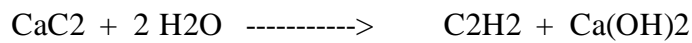
=70C

Suhu referensi =25C

Komponen	M	$\int_{cp} dT$	$H = M \cdot \int_{cp} dT$
CaC2	0.976	674.55	658.80
CaO	22.540	453.15	10214.42
MgO	0.836	405.00	338.76
CaS	0.274	510.30	140.12
C	3.168	92.97	294.56
H2O	4031.158	810.00	3265237.50
C2H2	96.690	408.10	39459.14
Ca(OH)2	96.690	940.95	90979.82
Jumlah	4252,334		3407323.25

Enthalpi hasil reaksi (H3) = 3407323.25 Kcal/j

d. Panas Reaksi :



Dari data Literatur diperoleh :

$$\text{Panas Pembentukan CaC}_2 = -14.30 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan H}_2\text{O} = -57.20 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan C}_2\text{H}_2 = 54.19 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan Ca}(\text{OH})_2 = -235.70 \text{ Kcal/gmol}$$

Panas reaksi pada suhu 25 C = DHf produk - DHf reaktan

$$= (\text{DHf C}_2\text{H}_2 + \text{DHf Ca}(\text{OH})_2) - (\text{DHf CaC}_2 + 2 \text{DHf H}_2\text{O})$$

$$= (54.19 + -235.70) - (-14.30 + 2 \cdot -57.20)$$

$$= -52.810 \text{ KCal/gmol}$$

$$\text{Panas reaksi suhu } 70 \text{ C} = \text{DHr}_0 + \int_{298}^T \text{cp dT}$$

$$= \text{DHr}_0 + \int_{298}^T (\text{Cp produk} - \text{Cp reaktan}) \text{ dT}$$

dimana :

$$\int_{T_0}^T \text{d cp dT} = \int_{298}^T (9.18 + 20.91) - (14.99 + 18.00) \text{ dT}$$

$$= -20.89757 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$= -0.02090 \text{ Kcal/gmol}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Panas reaksi pada suhu } 70 \text{ C} &= D H_{r0} + \int_{298}^T d c_p dT \\
 &= -52.810 + -0.02090 \text{ KCal/gmol} \\
 &= -52.8309 \text{ KCal/gmol} \\
 &= -52.8309 \cdot 1000 \cdot 97,666 \cdot 0.999 \text{ Kcal/j} \\
 &= -5154622.897 \text{ Kcal/j}
 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}
 \text{Total Enthalpi Masuk (H1+H2)} &= 3430415.25 \text{ KCal/j} \\
 \text{Total Enthalpi keluar (H3)} &= 3407323.25 \text{ KCal/j} \\
 \text{Panas Reaksi (Qr)} &= -5154622.897 \text{ KCal/j}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas disekitar reaktor :

$$\text{Input - output} = \text{Accumulation}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas Masuk} - (\text{Panas keluar} + \text{panas reaksi} + \text{panas dibuang}) &= \\
 0 \text{ H1} - (\text{H2} + \text{Qr} + \text{Ql}) &=
 \end{aligned}$$

Panas Yang dikeluarkan (Ql) :

$$\begin{aligned}
 (\text{Ql}) &= \text{H1} - (\text{H2} + \text{Qr}) \\
 &= 3430415.25 - (3407323.25 + -5154622.897) \\
 &= 5177714.837 \text{ KCal/j} \\
 &= 20546484 \text{ Btu/j}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas :

Masuk (Kcal/jam)		Keluar	
H1	8540.94	H3	3407323.25
H2	3421874.25	Q1	5177714.837
Qr	5154622.897		
Jumlah	8585038,087		8585038.087

3. Perhitungan Volume dan Ukuran

Reaktor Dari data diperoleh :

Komponen	Densitas (kg/lt)
CaC ₂	2.22
CaO	3.34
MgO	3.58
CaS	2.59
C	2.267
H ₂ O	1
C ₂ H ₂	1.1
Ca(OH) ₂	2.21

Dari data patent dapat ditentukan konstanta kecepatan reaksi untuk kondisi operasi $T = 70^{\circ}\text{C}$ dan tekanan Atmosferis

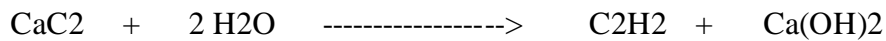
Volume cairan :

Komponen	massa	densitas	volume
CaC ₂	6194,3116	2,22	2790,2304
CaO	1250,9194	3,34	374,5268
MgO	33,1568	3,58	9,2618
CaS	19,5928	2,59	7,5648
C	37,6782	2,27	16,5984
H ₂ O	75356,5888	1	75356,5888

78554,7708

Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Reaksi pembentukan asetilen berdasarkan reaksi :



Dari data US Patent 2787532, diperoleh data sebagai berikut :

1. Suhu dan Konversi :

Suhu = 70 °C

Konversi = 0,99

2. Waktu reaksi = 0,5 jam

3. Tekanan = 1 atm

Neraca massa

CaC ₂	+	2 H ₂ O	----->	C ₂ H ₂	+	Ca(OH) ₂
C	+	D	A	+2 B	----->	>
mula2 : 100		1000				
Reaksi : 100 . XA		200 XA		100 XA		100 XA
Hasil : 100 (1 - XA)		1000 - 200 XA		100 XA		100 XA

Komposisi awal

A = 100 gmol

B = 1000 gmol

1100 gmol

Tekanan = 1 atm

Untuk **RATB**

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{C_{Ao} X_A}{(-r_A)} \\
 &= \frac{C_{Ao} X_A}{k C_A} \\
 &= \frac{C_{Ao} X_A}{k (1 - X_A)}
 \end{aligned}$$

maka

$$k = \frac{X_A}{t (1 - X_A)}$$

Konsentrasi awal A

Komponen	BM	Kmol	Kg	Densitas	Volume
CaC ₂	64	100,0000	6400,0000	2,2200	2882,8829
H ₂ O	18	1000,000	18000,000	1,0000	18000,000
			24400.000		20882.8829

$$C_{Ao} = 0,004788611 \text{ Kmol/Lt}$$

$$\text{Waktu reaksi () untuk suhu} = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 0,5 \text{ jam}$$

$$\text{Konversi } X_A = 0,99$$

$$k = \frac{0,99}{0,5 \cdot 0,01}$$

$$k = 198,000 \quad 1 / \text{jam}$$

$$T_1 = 343 \quad \text{OK} \quad > \quad k_1 = 198 \quad 1 / \text{jam}$$

$$T_2 = 353 \quad \text{OK} \quad > \quad k_2 = 396 \quad 1 / \text{jam}$$

Persamaan empiris Arrhenius

$$k = Ae^{(-E/RT)}$$

Atau

$$\ln k = \ln A + B/T$$

$$\ln 198 = \ln A + B/343$$

$$\ln 396 = \ln A + B/353$$

$$-0,693147181 = B \left(\frac{1}{343} - \frac{1}{353} \right)$$

$$-0,693147181 = B \cdot 8,25907E-05$$

$$B = -8392,556748$$

$$\ln 198 = \ln A + \frac{-8392,556748}{343}$$

$$5,288267031 = \ln A + -24,46809547$$

$$\ln A = 29,7563625$$

$$A = 8,37576E+12$$

$$A = 8,37576E+12$$

$$B = -8392,556748$$

Atau

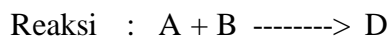
$$k = 8,37576E+12 \exp(-8392,556748 / T) \text{ 1 / jam}$$

Jadi pada suhu 70 C diperoleh harga Konstanta kecepatan reaksi :

$$K_c = 198.000 \text{ 1/jam}$$

Anggapan :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi orde satu semu



$$\text{dengan } -r_a = -dCA/dt = k.CA$$

maka diperoleh volume reaktor dengan volume:

$$\text{Konversi Reaktor (} X_a \text{) = } .99$$

Volume cairan dalam reaktor :

$$\begin{aligned} V &= \frac{F_v \cdot x_a}{k(1 - x_a)} \\ &= \frac{78554,7708 \cdot 0.99}{198 \cdot (1 - 0.99)} \\ &= 39277.3854 \text{ lt} \end{aligned}$$

Volume udara dalam reaktor :

$$\text{kecepatan massa gas C}_2\text{H}_2 = 2513,9226 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Densitas gas C}_2\text{H}_2 = 0.9237 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal C}_2\text{H}_2 = 4.00 \text{ detik}$$

$$= 0.0011111 \text{ jam}$$

Volume gas C₂H₂ dalam reaktor :

$$V_g = \frac{M_g}{\rho_g} \text{ tg}$$

$$= \frac{2513,9226}{0,9237} \cdot 0,001111$$

$$= 3,02 \text{ m}^3$$

$$= 3023,67 \text{ Lt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total volume reaktor} &= 39277,3854 \text{ Lt} + \%3023,67 \text{ Lt} \\ &= 42301,0554 \text{ Lt} \end{aligned}$$

Over Design : 25 %

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= 1,25 \cdot 42301,0554 \text{ lt} \\ &= 52876,31925 \text{ lt} \end{aligned}$$

Dipakai Volume reaktor = 52.876 m³

Menghitung ukuran reaktor :

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H : D = 1.5 : 1

$$V_t = \frac{\pi D^2 L}{4} + \frac{\pi D^3}{12}$$

Atau :

$$\begin{aligned} \text{diameter (D)} &= \sqrt[3]{\frac{V_t}{\pi/4 (h/d) + \pi/12}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{52.876}{\pi/4 \cdot 1.50 + \pi/12}} \\ &= 5,3 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= 3.02 \cdot 5.3 \\ &= 16.006 \text{ m} \end{aligned}$$

diperoleh ukuran Reaktor :

$$\text{diameter} = 5.3 \text{ m}$$

$$\text{tinggi} = 16,006 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam head} &= (1/2)(\pi/12) 5,3^3 \text{ m}^3 \\ &= 4.848 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dibadan Reaktor} &= 42.301 \text{ m}^3 - 4.848 \text{ m}^3 \\ &= 37.453 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dibadan Reaktor} &= 37.453 / 5.443 \text{ m} \\ &= 6.88 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Menghitung tebal shell dan

head Tebal shell :

$$\text{Tekanan design (p)} = 22.05 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (e)} = 0.85$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0.125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari Reaktor (ri)} = 52.09 \text{ in}$$

$$p \cdot r_i$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{\quad}{S \cdot e - 0.6 \cdot p} + c$$

$$S \cdot e - 0.6 \cdot p$$

$$22 \cdot 52.09$$

$$= \frac{\quad}{18750 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 22.0} + 0.125$$

$$18750 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 22.0$$

$$= 0.197 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell 1/4 in

Tebal Head :

$$t_{\text{head}} = \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0.2 \cdot p} + c$$
$$= \frac{0.885 \cdot 22.05 \cdot 103.48}{2 \cdot 18750 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 22.0} + 0.125$$
$$= 0.197 \text{ in}$$

Dipilih tebal head 1/4 in

6. Menghitung pengaduk dalam Reaktor

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade jumlah baffle 4 buah

Dari tabel 477. Brown diperoleh :

$$Dt/Di = 3$$

$$zi/Di = 0.75 - 1.3$$

$$W/Di = 0.1$$

$$\text{Diameter Impeler} = 177 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi Impeler} = 177 \text{ cm}$$

$$\text{Lebar Baffle} = 17,7 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi Zone pegadukan} = 6.90 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Impeller} = 1.00 \text{ Impeller}$$

diambil :

$$zi/Di = 1$$

$$\text{Putaran} = 1.50 \text{ rps}$$

$$\text{efisiensi} = 80\%$$

Tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan

bilangan Reynold dalam Reaktor :

$$Re = \frac{n \cdot d_i^2 \cdot \text{den}}{\text{visc}}$$

$$= \frac{1.5 \cdot 177^2 \cdot 1.055}{0.0095}$$

$$= 5218751.84$$

Dari fig. 477 brown diperoleh $po = 0.83$

$$po = \frac{P \cdot gc}{n^3 \cdot \text{den} \cdot Di^5} \quad (\text{pers. 461 Brown})$$

Atau

$$P = \frac{po \cdot n^3 \cdot \text{den} \cdot Di^5}{gc}$$

$$= \frac{0.83 \cdot 1.50^3 \cdot 65.845 \cdot 5.807^5}{550 \cdot 32.17}$$

$$= 68.4 \text{ Hp}$$

effisiensi : 80 %

$$\text{Power} = \frac{P}{\text{eff}} = \frac{68.4}{0.80}$$

$$= 55.06 \text{ Hp}$$

7. Menghitung perpindahan panas :

Dipilih pendingin coil dengan media pendingin air dengan :

$$\text{suhu masuk} = 30 \text{ C}$$

$$\text{suhu keluar} = 40 \text{ C}$$

Kebutuhan Air pendingin :

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta t}$$

dengan :

Q : Jumlah panas yang harus diserap = -5177714.837

C_p : Panas jenis pendingin Kcal/j. = 1 Kcal/Kg C.

Δt : beda suhu pendingin = 10C

$$W_a = \frac{5177714.837}{1 \cdot 10.0}$$

maka diperoleh :

$$W_a = 517771.484 \text{ Kg/j}$$

Pemilihan Diameter pipa Coil

Kecepatan massa pendingin = 517771.484 kg/j

Densitas pendingin = 1000.000 kg/m³

$$Q_v = \frac{517771.484 \text{ kg/j}}{1000.00 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 517.771 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$= 0.144 \text{ m}^3/\text{dt}$$

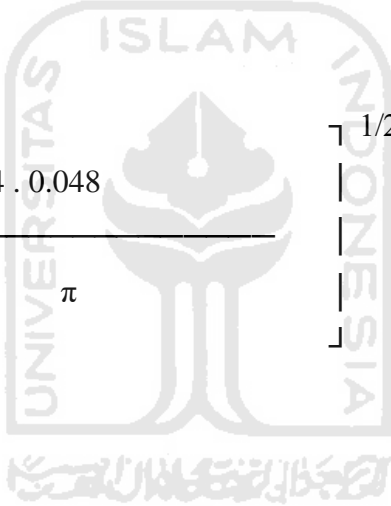
Dari tabel : hal 159 Coulson & Richardson,1987

diperoleh kecepatan linier pendingin dalam pipa = 3.00 m/dt

Luas Penampang :

$$A = \frac{0.144 \text{ m}^3/\text{dt}}{3.00 \text{ m/dt}}$$
$$= 0.048 \text{ m}^2$$

Diameter pipa coil :

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.048}{\pi}}$$
$$= 0.350 \text{ m}$$
$$= 13.77 \text{ in}$$


Dipilih diameter pipa coil 13 inches, 30 NPS.

Dari tabel 11. Kern : OD = 14 in

$$ID = 13.25 \text{ in}$$

$$A_t = 138 \text{ in}^2$$

$$A_t' = 3.47 \text{ sqft/ft}$$

a. Menghitung koefisien transfer panas :

- Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern.

$$h_c = \frac{0.87 \cdot k \cdot L^{0.14} \cdot N^{2/3} \cdot \text{visc.}^{1/3}}{D \cdot \text{viscw.} \cdot k}$$

dengan :

h_c = Koeff. transfer panas cairan, Btu/sqft j F

D_i = Diameter reaktor = 17.47 ft

k = Konduktivitas panas = .632 Btu/j sqft (F/ft)

L = diameter putar pengaduk = 5.087 ft

den = densitas larutan = 65.84545 lb/cuft

C_p = panas jenis = .73157 Btu/lb F

visc = Viskositas cairan = 2.30142 lb/j ft

viscw = Viskositas air = 1.5004 lb/j ft

N = 5400 putaran/jam

$$h_c = \frac{0.87 \cdot 0.632 \cdot 5.087^{0.14} \cdot 5400^{2/3} \cdot 2.30142^{1/3}}{17.47 \cdot 1.5004 \cdot 0.632} = 3998039.8$$

$$\frac{17.47}{L} \left| \frac{0.632}{L} \right| \frac{1.50}{L}$$

maka diperoleh :

$$h_c = 1163.94 \text{ Btu/j sqft F}$$

- Untuk pendingin dalam coil

$$D \cdot w_a \cdot 2.2$$

$$Re = \frac{\text{Visc} \cdot a \cdot t}{\dots}$$

$$= \frac{1.1 \cdot 517771.484 \cdot 2.2}{1.500 \cdot 0.201}$$

$$= 4155910,4$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh $jH = 920$

$$hi = jH \cdot \left(\frac{1}{D} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{k}{\text{visc}} \right)^{0.14} \cdot \left(\frac{\text{viscw}}{\text{visc}} \right)^{0.14}$$

dengan :

hi = Koeff. transfer panas pipa, Btu/sqft j F

Di = Diameter dalam pipa = 1.1 ft

k = Konduktivitas panas = .49369 Btu/j sqft (F/ft)

Cp = panas jenis pendingin = 1 Btu/lb F

visc = Viskositas cairan = 1.5004 lb/j ft

viscw = Viskositas air = 1.5004 lb/j ft

$$hi = 920 \frac{0.494}{1.1} \left(\frac{1.15}{0.494} \right)^{1/3} \left(\frac{1.5}{1.5} \right)^{0.14}$$

$$hi = 598.29 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{coil}} &= 0.5 \cdot Di - W + 0.5 \cdot Dp \\ &= 0.5 \cdot 5.3 - 0.177 + 0.5 \cdot 1.77 \\ &= 3.358 \text{ m} \\ &= 11.01706 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hio &= hi \cdot (1 + 3.5 \cdot d/Dc) \quad \text{Kern. hal.721} \\ &= 598.29 \cdot (1 + 3.5 \cdot 1.1/3.358) \\ &= 881,934 \text{ Btu/j sqft F} \end{aligned}$$

b. Overall heat transfer U_d :

Overall transfer panas saat start up

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{hio \cdot ho}{hio + ho} \\ &= \frac{881,934 \cdot 1163.94}{881,934 + 1163.94} \\ &= 501,7504 \text{ Btu/j sqft F} \end{aligned}$$

Dari Kern p.846 untuk larutan garam $R_d = 0.001$
dan untuk bahan organik $R_d = 0.001$

Jadi $R_d \text{ total} = 0.002$

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$
$$= \frac{501,7504}{501,7504 \cdot 0.0020 + 1}$$

maka diperoleh :

$$U_d = 250.44 \text{ Btu/sqft F}$$

c. Menghitung Luas transfer panas :

Luas perpindahan panas yang diperlukan :

$$LMTD = \frac{Dt1 - Dt2}{\ln Dt1/Dt2}$$

dengan :

$$Dt1 = 70 - 40 = 30 \text{ C}$$

$$Dt2 = 70 - 30 = 40 \text{ C}$$

maka diperoleh :

$$LMTD = \frac{30.0 - 40.0}{\ln (30.0 / 40.0)}$$
$$= 34.76 \text{ C}$$

$$= 62.56907 \text{ F}$$

maka luas perpindahan panas :

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot \text{LMTD}}$$

$$= \frac{20546484}{250.44 \cdot 34.76}$$

$$= 2360,23 \text{ sqft}$$

Diameter lilitan = 11,01706 ft

Luas perpindahan panas per coil :

$$\begin{aligned} A' &= A_t' \cdot \pi \cdot D_c \\ &= 3.47 \cdot \pi \cdot 11.017 \\ &= 120,04 \text{ sqft} \end{aligned}$$

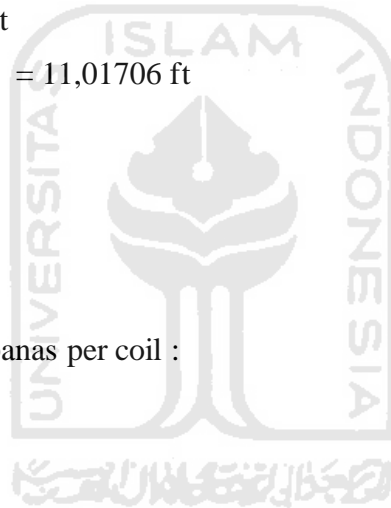
Jumlah lilitan :

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

$$N_t = \frac{2360,23}{120.04}$$

$$= 19,66$$

diambil jumlah lilitan (Nt)= 20



panjang total coil :

$$L = \frac{A_o}{A_t'} = \frac{2360,23}{3,47}$$

$$= 680,18 \text{ ft}$$

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak yaitu :

$$\begin{aligned} H_{\min} &= N_t \cdot OD = 19,66 \cdot 14 / 12 \\ &= 22,9367 \text{ ft} \\ &= 6,9909 \text{ m} \end{aligned}$$

diambil jarak antar coil = 1 inchi

Tinggi coil total :

$$\begin{aligned} H &= H_{\min} + (N_t - 1) \cdot p_t / 12 = 22,9367 + (19,66 - 1) 0.50 / 12 \\ &= 23,7142 \text{ ft} \\ &= 7,228 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi Tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi Coil.

8. Spesifikasi Reaktor

Tugas : Mereaksikan CaC_2 dengan H_2O menjadi asetilen dengan kecepatan

$$\text{umpan} = 23758,1074 \text{ kg/j}$$

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 70°C

Diperoleh ukuran Reaktor :

Diameter = 5,3 m

Tinggi = 16,006 m

Volume cairan dalam head = 4.848 m³

Volume cairan dibadan Reaktor = 37.453 m³

Tinggi cairan dibadan Reaktor = 6.88 m

Dipilih Tebal shell : 3/5 in

Tebal Head : 3/5 in

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3

blade Jumlah baffle 4 buah

Diameter Impeler = 177 cm

Tinggi Impeler = 177 cm

Lebar Baffle = 17,7 cm

Digunakan motor dengan daya = 55.06 Hp

Luas perpindahan Panas :

$$A = 2360,23 \text{ sqft}$$

Coil (Lilitan) :

Diameter Coil = 5.498 ft

Luas perpindahan panas per coil	= 120,04 sqft
Jumlah Coil	= 20 Lilitan
Tinggi lilitan Coil minimum	= 6,9909 m
Jarak antar Coil	= 0.50 inchi
Tinggi Coil total	= 7,228 m

Tebal Isolasi :

Tebal Isolasi = 3 in

Jenis bahan Isolasi = Asbes

Jenis Bahan Reaktor : Baja Steinless Steel

