

No: TK/TA/2018/76

**PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN
DARI KARBON MONOKSIDA DAN KLORIN
KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN**

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



Oleh:

Nama : Adelia Dwiyani

Nama : Gina kamelia

No.Mahasiswa : 14521310

No.Mahasiswa : 14521340

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

2018

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Adelia Dwiyani

Nama : Gina Kamelia

NIM : 14521310

NIM : 14521340

Yogyakarta, November 2018

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

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

Td. Tangan



Adelia Dwiyani
NIM. 14521310

Td. Tangan



Gina Kamelia
NIM. 14521340

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN
DARI KARBON MONOKSIDA DAN KLORIN
DENGAN KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



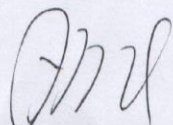
Oleh :

Nama : Adelia Dwiyani Nama : Gina Kamelia
No. Mahasiswa : 14521310 No. Mahasiswa : 14521340

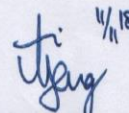
Yogyakarta, November 2018

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Asmanto Subagyo, MSc.
NIP.815210103



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, ST., MT.
NIP. 155211305

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KABON MONOKSIDA DAN KLOORIN DENGAN KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Adelia Dwiyani Nama : Gina Kamelia
No. Mahasiswa : 14521310 No. Mahasiswa : 14521340

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

Yogyakarta, November 2018

Tim Penguji,
Asmanto Subagyo, MSc.
Ketua

Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc., Dr.
Anggota I

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.
Anggota II

Mengetahui:
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat, karunia dan hidayah-Nya, penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Perancangan Pabrik. Tidak lupa shalawat dan salam penulis sampaikan kepada Nabi Muhammad SAW., keluarganya, dan para shahabatnya, serta orang-orang yang memegang teguh kitab Allah dan sunnah Rasul-Nya.

Laporan Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Fosgen Dari Karbon Monoksida Dan Klorin Dengan Kapasitas 32.000 Ton/Tahun dapat diselesaikan dengan baik dan tepat waktu. Laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang wajib ditempuh untuk memperoleh gelar sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan pertolongan kepada hamba-Mu sehingga dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir.
2. Orang tua, yaitu Bapak Fachruddin dan Ibu Kholifah dan Bapak Tambat Ropianus dan Ibu Hermawati, serta keluarga tercinta atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan moril maupun materiil yang telah diberikan selama ini.

3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Asmanto Subagyo, M.Sc. dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Partner Tugas Akhir yang telah sama- sama menghadapi suka duka dalam menyusun proses skripsi yang Alhamdulillah akhirnya selesai juga.
6. R.M. Marsetio F atas dukungan, bantuan dan motivasi yang diberikan selama proses mengerjakan Tugas Akhir.
7. Vitro Rahmat, S.T., yang telah membantu dalam proses mengerjakan Tugas Akhir.
8. Racun dan Kentir yang telah dengan sangat dermawan meminjamkan laptopnya dan kadang menemani saya skripsian.
9. Gelombang 8 : Nanda, Qonita, Faridah, Tria yang telah memberikan semangat dan bantuan dalam mengerjakan Tugas Akhir.
10. SHS *Friends* (Nana, Ninin, Sopa, Wida, Glg, Hae, dll) yang telah bersedia menjadi tempat berkeluh kesah. *You're the best.*
11. WIMAM (Tiara, Uci, Enggar) yang telah bersedia berbagi keluh kesah dan saling membantu ini itu. *Glad to have u guys in the end of my college life.*
12. Ukhti & Akhi SOI 6 yang telah membantu & memberi wejangan-wejangan untuk tetap maju terus pantang mundur.
13. Serta semua pihak yang telah ikut serta memberikan bantuan dan dukungan dalam menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan Laporan Tugas Akhir ini. Untuk itu, saran dan kritik yang bersifat membangun sangat penulis harapkan demi kesempurnaan Laporan Tugas Akhir ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca pada umumnya dan bagi penulis pada khususnya.

Yogyakarta, November 2018

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xiv
ABSTRAK	xv
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Ketersediaan Bahan Baku	2
1.3 Kapasitas Perencanaan	2
1.4 Tinjauan Pustaka	4
1.4.1 Macam-macam Proses Produksi Fosgen	4
1.4.2 Kegunaan Produk	8
BAB II	10
PERANCANGAN PRODUK	10
2.1 Spesifikasi Produk	10
2.1.1 Sifat Fisik	10
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	11
2.2.1 Karbon monoksida (CO)	11
2.2.2 Klorin (Cl ₂)	11
2.3 Pengendalian Kualitas	12
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	13
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	15
2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi	16
BAB III	18
PERANCANGAN PROSES	18

3.1	Uraian Proses.....	18
3.1.1	Tahap Persiapan Bahan Baku.....	18
3.1.2	Tahap Reaksi.....	18
3.1.3	Tahap Pemisahan dan Pemurnian	18
3.1.4	Tahap Penyimpanan	19
3.2	SPESIFIKASI ALAT/MESIN PRODUK.....	19
3.2.1	Tangki Penyimpanan Bahan	19
3.2.2	<i>Heat Exchanger</i>	20
3.2.3	<i>Cooler</i>	21
3.2.4	Reaktor	21
3.2.5	Kondensor	22
3.2.6	Separator	23
3.2.7	Kompresor.....	23
3.2.8	<i>Expansion Valve</i>	23
3.2.9	Pompa.....	24
3.3	PERENCANAAN PRODUKSI	24
3.3.1	Kapasitas Perancangan.....	24
3.3.2	Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	25
BAB IV		28
PERANCANGAN PABRIK.....		28
4.1	Lokasi Pabrik.....	28
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	29
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	32
4.2	Tata Letak Pabrik	34
4.2.1	Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium	35
4.2.2	Area Proses dan Ruang Kontrol.....	36
4.2.3	Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi	36
4.2.4	Area Utilitas dan Power Station.....	36
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	37
4.4	Alir Proses dan Material.....	41
4.4.1	Neraca Massa	41

4.2	Neraca Panas.....	43
4.5	Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	48
4.6	Utilitas	49
4.6.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	50
4.6.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>).....	59
4.6.3	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	60
4.6.4	Unit Penyediaan Udara Tekan	62
4.6.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	62
4.7	Organisasi Perusahaan.....	63
4.7.1	Bentuk Perusahaan	63
4.7.2	Struktur Organisasi.....	64
4.7.3	Tugas dan Wewenang	69
4.7.4	Status Karyawan.....	75
4.7.5	Ketenagakerjaan.....	76
4.7.6	Fasilitas Karyawan	78
4.7.7	Penggolongan Jabatan dan Keahlian.....	80
4.8	Evaluasi Ekonomi.....	81
4.8.1	Harga Alat	83
4.8.2	Dasar Perhitungan	86
4.8.3	Perhitungan Biaya	87
4.8.4	Analisis Keuntungan	91
4.8.5	Analisis Kelayakan.....	91
BAB V	97
PENUTUP	97
5.1	Kesimpulan.....	97
5.2	Saran.....	98
DAFTAR PUSTAKA	xvii
Lampiran		

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Impor Fosgen di Indonesia.....	3
Tabel 2. 1 Sifat Fisik Fosgen.....	10
Tabel 2. 2 Sifat Fisik Karbon Monoksida	11
Tabel 2. 3 Sifat Fisik Klorin.....	12
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku	19
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk	20
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>Heater</i> 01 dan 02	20
Tabel 3. 4 Spesifikasi <i>Heater</i> 03	20
Tabel 3. 5 Spesifikasi <i>Cooler</i> 01 dan 02	21
Tabel 3. 6 Spesifikasi Reaktor	21
Tabel 3. 7 Spesifikasi Kondensor.....	22
Tabel 3. 8 Spesifikasi Separator.....	23
Tabel 3. 9 Spesifikasi Kompresor.....	23
Tabel 3. 10 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> 1 dan 2	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> 03	23
Tabel 3. 12 Spesifikasi Pompa 01 dan 02	24
Tabel 3. 13 Spesifikasi Pompa 03.....	24
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	36
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	41
Tabel 4. 3 Neraca Massa Reaktor	42
Tabel 4. 4 Neraca Massa Separator-01 (S-01)	42
Tabel 4. 5 Neraca Massa Separator-02 (S-02)	42
Tabel 4. 6 Neraca Panas <i>Heater</i> CO	43
Tabel 4. 7 Neraca Panas <i>Heater</i> Cl ₂	43
Tabel 4. 8 Neraca Panas Reaktor	43
Tabel 4. 9 Neraca Panas <i>Cooler</i> CO, Cl ₂ dan COCl ₂	44
Tabel 4. 10 Neraca Panas Kondensor Parsial 1.....	44
Tabel 4. 11 Neraca Panas Kondensor Parsial 2.....	44

Tabel 4. 12 Neraca Panas <i>Cooler Dowtherm</i>	45
Tabel 4. 13 Neraca Panas <i>Heater Cl2 dan COCl2</i>	45
Tabel 4. 14 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i>	57
Tabel 4. 15 Kebutuhan air proses pendinginan.....	58
Tabel 4. 16 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga.....	58
Tabel 4. 17 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	61
Tabel 4. 18 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	61
Tabel 4. 19 Gaji karyawan.....	77
Tabel 4. 20 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	78
Tabel 4. 21 Jabatan dan keahlian.....	81
Tabel 4. 22 Harga indeks.....	83
Lanjutan Tabel 4. 22 Harga indeks.....	Error! Bookmark not defined.
Tabel 4. 23 Harga Alat Proses.....	85
Tabel 4. 24 Harga Alat Utilitas.....	86
Tabel 4. 25 <i>Physichal Plant Cost (PPC)</i>	87
Tabel 4. 26 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	88
Tabel 4. 27 <i>Capital Investment (FCI)</i>	88
Tabel 4. 28 <i>Total Working Capital Investment (WCI)</i>	88
Tabel 4. 29 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	89
Tabel 4. 30 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	89
Tabel 4. 31 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	90
Tabel 4. 32 Total Manufacturing Cost (TMC).....	90
Tabel 4. 33 <i>General Expense (GE)</i>	90
Tabel 4. 34 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	91
Tabel 4. 35 <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	93
Tabel 4. 36 <i>Annual Variable Cost (Va)</i>	93
Tabel 4. 37 <i>Annual Regulated Cost (Ra)</i>	93
Tabel 4. 38 <i>Annual Sales Cost (Sa)</i>	93

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik kebutuhan Fosgen tiap tahun	4
Gambar 4. 1 Lokasi Cilegon, Banten	29
Gambar 4. 2 Lokasi didirikan pabrik fosgen.....	30
Gambar 4. 3 Tata Letak Pabrik (Skala 1 : 1000).....	37
Gambar 4. 4 Tata letak Alat Proses.....	39
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kualitatif	46
Gambar 4. 6 Diagram Alir Kuantitatif	47
Gambar 4. 7 Struktur Organisasi.....	68
Gambar 4. 8 Tahun vs indeks harga.....	84
Gambar 4. 9 Grafik BEP	96

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Reaktor
Lampiran B PEFD

A-1
B-1

ABSTRAK

Fosgen adalah bahan intermediate dalam industri *isocyanat*, *polyurethane polycarbonate*, *chlorinating agent*, industri farmasi dan pestisida. Kebutuhan fosgen di Indonesia tiap tahun mengalami fluktuasi yang dilihat dari data impor fosgen pada Badan Pusat Statistik tahun 2011 sampai 2017. Pra-rancangan pabrik fosgen dengan kapasitas 32.000 ton per tahun bertujuan untuk memenuhi 50% dari total kebutuhan fosgen di Indonesia dan direncanakan didirikan di Cilegon, Banten di atas lahan seluas 19.242 m² pada tahun 2022. Pabrik ini akan dioperasikan selama 330 hari dalam setahun dengan karyawan berjumlah 125 orang. Bahan baku yang dibutuhkan untuk keperluan produksi berupa Karbon Monoksida, dan Klorin berturut-turut sebanyak 1145 kg/jam, dan 2900 kg/jam dan menghasilkan produk utama berupa fosgen sebanyak 4040,4040 kg/jam dengan kemurnian 90%. Proses dioperasikan pada suhu 77°C dan tekanan 9 atm dengan menggunakan reaktor *fix bed multitube* dengan konversi yang dihasilkan sebesar 90%. Proses pemurnian produk menggunakan kondensor parsial menghasilkan kemurnian sebesar 99,8% COCl₂. Kebutuhan utilitas berupa air pendingin 19140,1800 kg/jam, air perumahan 4366 kg/jam, steam 172,8800 kg/jam, dan bahan bakar 13,1245 kg/jam. Sedangkan, kebutuhan listrik dari PLN sebesar 128,4310 kwh untuk memenuhi kebutuhan proses. Evaluasi ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp.72 milyar dan keuntungan setelah pajak Rp.36 milyar. Berdasarkan hasil studi kelayakan diperoleh *Break Even Point* (BEP) sebesar 44,31% (syarat BEP 40%-60%), *Shut Down Point* (SDP) sebesar 31,98%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 12,44%. Sementara itu *Return On Investment* sebelum pajak (ROI_b) sebesar 54,23% (syarat ROI_b pabrik berisiko tinggi > 44%) dan *Return On Investment* sesudah pajak (ROI_a) sebesar 27,12%, *Pay Out Time* sebelum pajak (POT_b) sebesar 1,56 tahun (syarat POT_b untuk pabrik berisiko tinggi < 2 tahun) dan *Pay Out Time* sesudah pajak (POT_a) sebesar 2,69 tahun. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik fosgen sebesar 32.000 ton/tahun secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata- kata Kunci : Fosgen, Karbon Monoksida, Klorin.

ABSTRACT

Phosgene is used for intermediate materials of isocyanate, polyurethane polycarbonate, chlorinating agent, pharmacy and pesticide industries. Every year the demand of Phosgene in Indonesia has increased, source from Statistic Indonesia data in 2011-2017. Preliminary design of Phosgene plant with capacity of 32000/year is for supply 50% requirement of Phosgene in Indonesia, the plant will be built in 2022 located in Cilegon, Banten in an area of 19.242 m². This chemical plant will be operated for 330 days/year or 24 hours/day with the 125 employees. Process unit required raw materials of 1145 kg/hour Carbon Monoxide and 2900 kg/hour Chlorine which produces Phosgene 4040.404 kg/hour with purity 90% as the main product. The process will be operated at temperature 77°C and pressure at 9 atm. Condenser Partial is used to purification process to make 90% COCl₂ become 99.8% COCl₂. The utilities for cooling water is 19140.1800 kg/hour; 4366 kg/hour for housing water; 172,8800 kg/hour for steam; 13.1245 kg/hour for fuel oil; and the power of electricity is about 128.4310 kwh which provided by PLN. This chemical plant also uses generator set as reserve. The economic evaluation shows Profit before taxes is IDR 72 Billion, Profit after tax is IDR. 36 Billion. Feasibility studies results in Break Even Point (BEP) of 44.31% (BEP requisite in Indonesia 40% - 60 %), Shut Down Point (SDP) of 31.98%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 12.44%. Meanwhile Return On Investment Before Taxes (ROI_b) of 54.23% (ROI_b require for high risk plant > 44%) and Return On Investment After Taxes (ROI_a) of 27.12%, along with Pay Out Time Before Taxes (POT_b) of 1.56 years (POT_b require for high-risk plant < 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT_a) of 2.69 years in a row. Based on this economic evaluation, it can be concluded that Phosgene plant of 32.000 ton/year is economically feasible.

Keywords : Phosgene, Carbon Monoxide, Chlorine.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri kimia di Indonesia saat ini berkembang pesat, dapat dilihat dari meningkatnya jenis bahan kimia yang di produksi. Hal tersebut disebabkan oleh ketergantungan manusia pada zat-zat kimia yang terkandung dalam berbagai bahan kimia. Dalam rangka meningkatkan perekonomian nasional dan kemampuan bersaing di pangsa pasar luar negeri, diperlukan pembangunan industri kimia yang bersifat mandiri di Indonesia.

Perkembangan industri kimia bergantung pada bahan baku dan bahan penunjang produksinya. Hal tersebut merupakan permasalahan yang berkembang pada industri kimia di negeri ini. Bahan baku dan bahan penunjang produksi industri kimia di Indonesia masih diperoleh dari negara lain. Kegiatan impor tersebut sangat disayangkan, mengingat biaya impor dihitung dalam kurs *Dollar* yang akhir-akhir ini semangat meningkat.

Berdasarkan data yang dijabarkan pada Tabel 1.1, fosgen merupakan bahan kimia dengan nilai impor tinggi, disebabkan karena Indonesia belum memiliki pabrik penghasil bahan tersebut. Untuk mengurangi ketergantungan impor fosgen, diperlukan pembangunan pabrik fosgen di Indonesia.

Fosgen memiliki rumus kimia COCl_2 dan di buat pertama kali oleh J. Davy pada 1812. Pada awalnya fosgen berfungsi sebagai senjata kimia oleh Perancis pada 1915. Saat ini kegunaan fosgen paling banyak adalah sebagai bahan

intermediate untuk pembentukan *isocyanat* pada pembuatan *polyurethane* dan *polycarbonate* yang merupakan produk yang sangat dikembangkan pemanfaatannya, antara lain untuk *optical disc* (cd dan dvd), busa pada automotif, roda, perabotan, lem dan kondom. Selain itu fosgen juga digunakan sebagai *chlorinating agent* pada industri farmasi dan pestisida.

Dilihat dari kegunaan fosgen yang cukup banyak, maka akan lebih menguntungkan bagi bangsa Indonesia untuk memproduksi fosgen sendiri daripada mengimpor dari negara lain. Untuk itu pabrik fosgen ini akan menjalin kerjasama dengan pabrik-pabrik di Indonesia yang membutuhkan fosgen baik sebagai bahan baku, bahan pembantu maupun sebagai bahan intermediate.

1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku Karbon Monoksida yang digunakan dalam pembuatan fosgen dapat diperoleh dari PT. Aneka Gas Industri yang berada di Cilegon, Banten. Sedangkan untuk bahan baku Klorin dapat diperoleh dari PT. Sulfindo Adi Usaha yang juga berada di Bojonegoro, Banten.

1.3 Kapasitas Perencanaan

Permintaan fosgen di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Kebutuhan tersebut dapat dilihat dari data impor fosgen pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Kapasitas Pabrik Dunia

No	Tahun	ton/th
1	2011	22.917,2
2	2012	26.889,5
3	2013	30.315,8
4	2014	30.382,3
5	2015	37.193,8
6	2016	39.153,6
7	2017	42.358,2

Source : www.icis.com

Dari data diatas dapat dibuat grafik linear (garis lurus) antara data tahun pada sumbu x dan data- data impor pada suhu y. Grafik tersebut dapat dilihat pada gambar 1.1 dan setelah diselesaikan menggunakan Regresi Linear metode kuadrat terkecil, maka menghasilkan persamaan sebagai berikut :

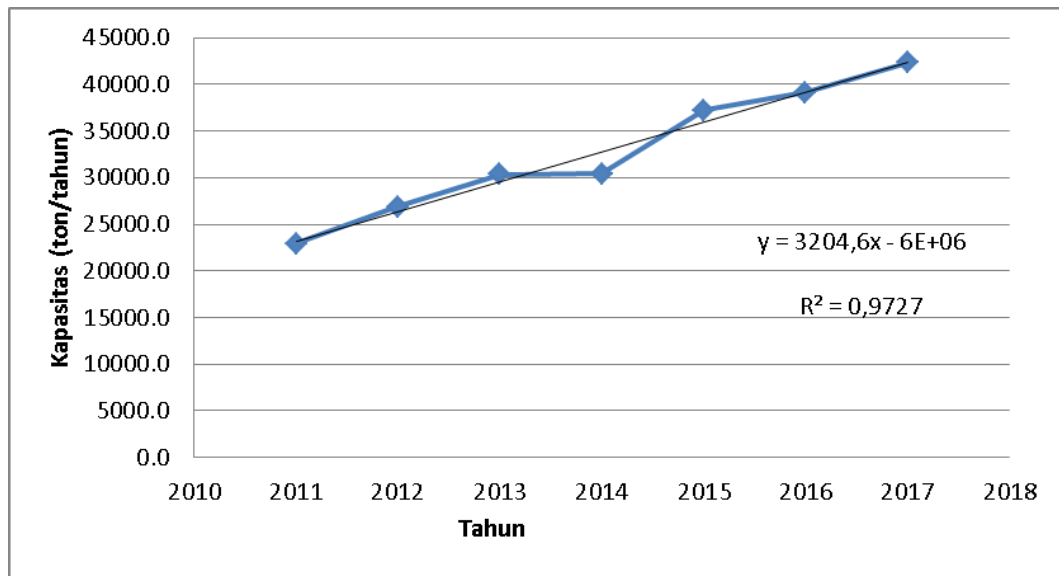
$$y = ax + b ;$$

dengan $a = 3204.6$ dan $b = - 6421362.44$;

$y =$ Jumlah kebutuhan (ton/tahun)

$x =$ tahun; sehingga :

$$y = 3204.6 x - 6421362.44$$



Gambar 1. 1 Grafik kebutuhan Fosgen tiap tahun

Dari persamaan diatas didapat kapasitas perancangan pabrik Fosgen pada tahun 2023 adalah:

$$y = 3204,6 (2023) - 6421362,44$$

$$y = 61585,92$$

Kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 50% dari kebutuhan di Indonesia, maka = $61585,92 \times 50\% = 30792,95$

Sehingga kapasitas perancangan pabrik Fosgen pada tahun 2023 berdasarkan perhitungan adalah sebesar 30792,95 ton, untuk lebih mengurangi ketergantungan impor, maka pabrik dirancang 32000 ton/tahun.

1.4 Tinjauan Pustaka

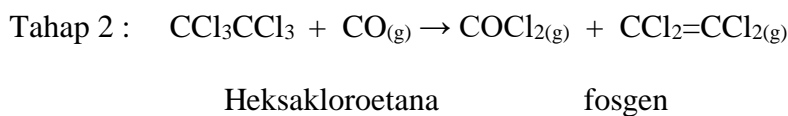
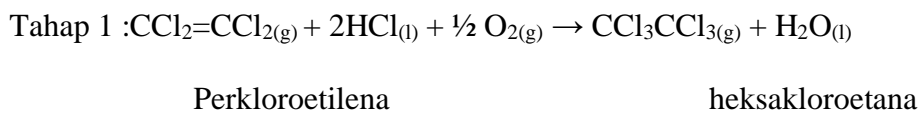
1.4.1 Macam-macam Proses Produksi Fosgen

Ada dua macam proses yang dilakukan untuk produksi fosgen yang digunakan pada skala industri, yaitu reaksi perkloroetilena dengan hidrogen klorida dan oksigen, dan reaksi karbon monoksida dengan klorin.

1.4.1.1 Reaksi Perkloroetilena dengan Hidrogen Klorida dan Oksigen

Proses ini terjadi dalam dua tahap reaksi. Dimana pada tahap pertama perkloroetilena ($\text{Cl}_2\text{C}=\text{CCl}_2$) bereaksi dengan hidrogen klorida dan oksigen untuk menghasilkan heksakloroetana dan air. Reaksi ini dibantu dengan bantuan katalis Deacon (*Copper Chloride*) dengan menggunakan reaktor jenis multitubular. Reaksi ini bersifat eksotermis dan berlangsung pada suhu 200 °C sampai dengan 375 °C pada tekanan 1 atm.

Tahap kedua heksakloroetana bereaksi dengan karbon monoksida menghasilkan fosgen dan perkloroetilena. Reaksi ini berlangsung pada suhu 200–400°C, tekanan 1 atm dan bersifat endotermis. Reaktor yang digunakan adalah jenis multitubular.



(US Patent 5672747)

Kelebihan dan kelemahan proses reaksi perkloroetilena dengan hidrogen klorida dan oksigen menjadi fosgen adalah:

Kelebihan :

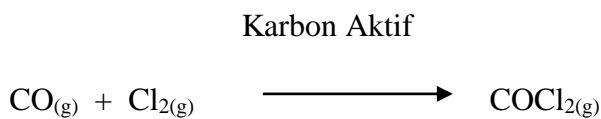
1. Bahan HCl mudah didapat
2. Bahan HCl lebih murah dibandingkan klorin

Kelemahan :

1. Katalis Deacon lebih susah didapat
2. Proses terjadi pada 2 tahap reaksi
3. Bahan baku yang digunakan tidak tersedia di Indonesia

1.4.1.2 Reaksi Karbon Monoksida dengan Klorin

Proses ini dilakukan dengan jalan mereaksikan antar gas karbon monoksida dan gas klorin dengan bantuan katalis karbon aktif. Adapun persamaan reaksinya adalah sebagai berikut :



Reaksi bersifat sangat eksotermis dengan perbandingan stoikiometri karbon monoksida dibuat berlebih agar klorin semuanya bereaksi dengan karbon monoksida dan tidak membentuk produk yang lain. Reaksi dapat berlangsung pada suhu 77-180 °C. Pada suhu di atas 250°C, fosgen akan kembali terurai menjadi karbon monoksida dan klorin. Reaktor yang digunakan untuk proses ini adalah reaktor multitubular yang biasanya terbuat dari karbon atau *stainless steel*.

Panas reaksi dihilangkan oleh air atau bahan-bahan organik lain yang mengalir dalam *shell* di reaktor. Reaksi bisa terjadi diatas atau dibawah tekanan atmosfer. Gas keluar reaktor akan dikondensasikan untuk mendapatkan fosgen cair sedangkan fosgen yang tidak terkondensasikan atau *uncondensable gas* dibuang sebagai gas buang atau *flare* (Ullman, 1985).

Kelebihan dan kelemahan reaksi karbon monoksida dengan klorin menjadi fosgen adalah:

Kelebihan :

1. Katalis karbon aktif mudah didapat
2. Proses terjadi cukup dengan 1 reaksi
3. Penelitian mengenai proses pembuatan fosgen dari CO dan Cl₂ sudah banyak dilakukan
4. Bahan baku yang digunakan tersedia di Indonesia

Kelemahan :

1. Gas CO harus murni karena impuritis pada gas CO berupa gas H₂ dan CH₄ dapat bereaksi dengan klorin menjadi HCl dan CCl₄. Reaksi tersebut tidak membutuhkan katalis dan dapat terjadi pada pipa sebelum masuk ke reaktor. Pada impuritis dengan kosentrasi rendah biasanya pembentukan impuritis produknya tidak signifikan, tetapi pada kosentrasi yang tinggi dapat menghasilkan panas yang cukup untuk melelehkan pipa (US Patent, 5693853).
2. Jika CO mengandung air, maka fosgen terhidrolisis menjadi gas karbon dioksida dan *hydrochloric acid*, dan jika klorin mengandung *sulfide*, maka dapat membentuk senyawa *sulfur chloride*, sehingga sebisa mungkin sulfide harus dihilangkan (European Patent, 0796819A1).
3. Temperatur dijaga agar tidak berlebih, karena pada suhu 483°F (250°C) klorin akan membakar besi dan menghasilkan api. Selain itu pada suhu diatas 250°C phosgen akan terdekomposisi menjadi Cl₂, CO dan CCl₄ (European Patent, 0796819A1).

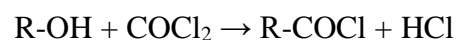
Dari dua proses yang ada pada pembuatan Fosgen ini, proses yang dipilih adalah reaksi karbon Monoksida dengan Klorin menggunakan katalis Karbon Aktif. Pemilihan proses ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- 1). Proses ini dapat menggunakan bahan baku berupa karbon monoksida dan klorin yang mudah didapatkan di Indonesia.
- 2). Proses ini dapat berlangsung dengan satu tahapan saja dan menghasilkan kemurnian yang tinggi 90-99 %.
- 3). Temperatur reaksi yang digunakan lebih rendah yaitu 77 - 180 °C sehingga operasional lebih aman dan lebih hemat energi.

1.4.2 Kegunaan Produk

Berbagai kegunaan fosgen adalah sebagai berikut:

1. Dalam industri farmasi dan industri pestisida, digunakan untuk membentuk *chloro formic ester*.



2. Untuk Pembuatan plastik *polycarbonate* yaitu dengan mereaksikan fosgen dengan Bhispenol A (BPA) secara langsung atau tidak langsung melalui *diphenyl carbonate* :

- a. *Optical disc* : Untuk CD dan DVD
- b. Otomotif: *Polycarbonate* digunakan untuk busa pada interior mobil dan bumper
- c. Elektronik : sebagai *electrical conector*, *outlet box* dan kabel jaringan telepon

- d. Perabotan : Plastik *polycarbonate* digunakan untuk membuat meja, kursi dan bisa juga untuk membuat botol susu.

(Kirk Othmer, 1978)

- 3. Digunakan dalam pembuatan polyurethane yaitu dalam pembentukan *isocyanat*.
 - a. Pernis : Sebagai pelapis terakhir untuk menutupi dan melindungi kayu
 - b. Lem : Untuk membuat lem perekat kayu, seperti *Gorilla Blue*
 - c. Roda : Pembuatan roda pada *in line skates* dan *roller blade*
 - d. Otomotif : Buda pada interior mobil, seperti pada kepala, atap.
 - e. Kondom : Kondom yang dihasilkan antara lain Torajan Supra dan Durex
- 4. Dalam kimia anorganik fosgen digunakan untuk memproduksi *aluminium chloride*.
- 5. Dalam industri gelas, fosgen digunakan sebagai *bleaching sand* dan *chlorinating agent*.

(Ullman, 1985)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

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

2.1 Spesifikasi Produk

Fosgen (COCl_2) merupakan senyawa yang memiliki titik didih rendah, tidak berwarna, dan sangat beracun. Fosgen pertama kali dibuat oleh J. Davy pada tahun 1812 dengan reaksi fotokimia antara karbon monoksida dan klorin.

(Kirk Othmer, 1978)

2.1.1 Sifat Fisik

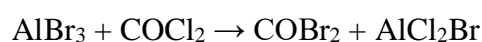
Tabel 2.1 Sifat Fisik Fosgen

Fasa	P dan T Lingkungan	P : 9 atm
	Gas	Cair
Berat Molekul	98,92 kg/kgmol	98,92 kg/kgmol
Titik Didih	7,56 °C	81,792 °C
Titik Beku	-127,78 °C	-
Tekanan Kritis	56,74 atm	-
Suhu Kritis	181,85 °C	-
Densitas Kritis	0,52 g/ml	-
Kemurnian	99,8 %	99,8 %
Impuritis	0,2% Cl_2	0,2% Cl_2

2.1.1 Sifat Kimia

-Bereaksi dengan *aluminium bromide* membentuk *carbonyl* dan *aluminium*

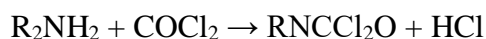
chloro bromide



-Bereaksi dengan alkohol membentuk ester



-Bereaksi dengan amina sekunder membentuk *carbonyl chloride*



2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Karbon monoksida (CO)

Karbon monoksida (CO) merupakan senyawa yang berfasa gas jika berada pada kondisi atmosferis, tidak berwarna, tidak berasa dan sangat beracun. CO ditemukan oleh Lassone pada tahun 1776 dengan memanaskan campuran arang dan *Zink Oxide*.

(Kirk Othmer, 1978)

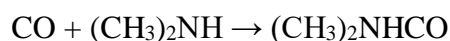
2.2.1.1 Sifat Fisik

Tabel 2.2 Sifat Fisik Karbon Monoksida

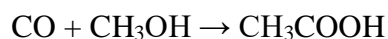
	P dan T Lingkungan	P : 9 atm
Fasa	Gas	Gas
Berat Molekul	28,01 kg/kgmol	28,01 kg/kgmol
Titik Didih	-191,2649 °C	-164,4637 °C
Titik Beku	-205 °C	-
Tekanan Kritis	34,99 atm	-
Suhu Kritis	-140,23 °C	-
Densitas Kritis	0,30 g/ml	-
Kemurnian	98,5%	98,5%
Impuritis	1,5% H ₂	1,5% H ₂

2.2.1.2 Sifat Kimia

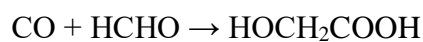
- Bereaksi dengan *mehylamine* membentuk *dimethyl formamide*



- Bereaksi dengan methanol membentuk asam asetat



- Bereaksi dengan formaldehid membentuk asal glikol



2.2.2 Klorin (Cl₂)

Klorin merupakan senyawa yang berfasa gas jika berada pada kondisi atmosferis, berwarna kuning kehijauan dan sangat beracun. Sekitar 1630, klorin pertama kali disintesis dalam reaksi kimia, namun diakui sebagai zat penting. Carl Wilhelm Scheele menulis deskripsi gas klorin pada tahun 1774, seandainya klorin menjadi oksida dari elemen baru. Pada tahun 1809, ahli kimia menyarankan bahwa gas mungkin menjadi elemen murni, dan ini dikonfirmasi oleh Sir Humphry Davy pada tahun 1810, yang diberi nama dari bahasa Yunani Kuno: (*chlôros*) "hijau pucat".

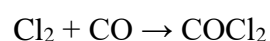
2.2.2.1 Sifat Fisik

Tabel 2.3 Sifat Fisik Klorin

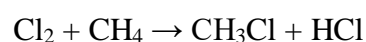
	P dan T Lingkungan	P : 9 atm
Fasa	Gas	Cair
Berat Molekul	70,91 kg/kgmol	70,91 kg/kgmol
Titik Didih	-34,03 °C	31,01 °C
Titik Beku	-101,03 °C	-
Tekanan Kritis	77,11 atm	-
Suhu Kritis	144 °C	-
Densitas Kritis	0,573 g/ml	-
Kemurnian	99,9%	99,9%
Impuritis	0,1% H ₂	0,1% H ₂

2.2.2.2 Sifat Kimia

- Bereaksi dengan karbon monoksida membentuk fosgen



- Bereaksi dengan metana membentuk *methyl chloride*



2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan mulai dari bahan baku sampai

menjadi produk. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik fosgen ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

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

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil *monitoring* atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik fosgen ini meliputi:

1. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

2. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi fosgen.

3. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama fosgen pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat pada *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kendali terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- a. *Level Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki / *vessel*.

- b. *Flow Rate Controller*

Flow Rate Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

c. *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu aktual yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap kemurnian produk fosgen. Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu dibutuhkan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pabrik Fosgen ini diproduksi dengan kapasitas 32.000 ton/tahun dari bahan baku karbon monoksida dan klorin yang akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama setahun. Secara garis besar pabrik ini terdiri dari tiga proses reaksi, pemisahan, pemurnian, dan penyimpanan.

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Gas klorin dengan impuritis gas hidrogen di simpan dalam tangki penyimpanan pada fase cair dengan tekanan 9 atm, suhu 30°C kemudian dialirkan melalui pompa ke *expansion valve* sehingga tekanan turun menjadi 1,35 atm dalam fase gas. Setelah itu dipanaskan dengan *heater* hingga mencapai suhu 77°C.

Karbon monoksida dengan impuritis gas hidrogen disimpan pada tekanan 9 atm dan suhu 30°C dalam fase gas, kemudian dialirkan melalui *expansion valve* sehingga tekanan turun menjadi 1,35 atm, dan kemudian dipanaskan menggunakan *heater* hingga mencapai suhu 77°C.

3.1.2 Tahap Reaksi

Bahan baku karbon monoksida dan klorin yang tekanan dan suhunya sudah disesuaikan dengan kondisi operasinya di umpankan ke reaktor. Reaksi terjadi didalam reaktor pada suhu 77 °C dan tekanan 9 atm (untuk

mempertahankan pada fasa gas) dan dijalankan di dalam sebuah Reaktor *Fix Bed Multitube* (R-01) dengan kondisi *non adiabatic*, *isothermal* dan bersifat eksotermis. Pendingin dialirkan didalam *shell*, yang berfungsi sebagai penyerap panas, dan juga penstabil suhu pada reaktor karena reaksi antara karbon monoksida dan klorin merupakan reaksi eksotermis.

3.1.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Hasil keluaran dari reaktor R-01 berupa Karbon Monoksida, Klorin, Hidrogen dan Fosgen pada suhu 77°C dan tekanan 9 atm, kemudian dimasukkan kedalam Kondensor Parsial (CP-01) untuk mendapatkan konsentrasi fosgen 99,8% dengan cara mengembunkan produk yang terbentuk (Fosgen) dan memisahkannya dari CO, H₂ dan Cl₂ sisa reaksi. Suhu masuk pada Kondensor Parsial 1 (CP-01) yang diinginkan adalah 77°C dan suhu keluar yang diinginkan 45°C serta beroperasi pada tekanan 9 atm.

Setelah melalui proses kondensasi pada kondenser parsial (CP-01), hasilnya berupa CO, Cl₂, H₂ dan COCl₂ dalam fase gas dan cair, sehingga perlu dipisahkan dengan menggunakan *separator* (SP-01). Hasil komponen cairan yang terbentuk yaitu COCl₂ dan Cl₂ dengan konsentrasi COCl₂ 99,8% yang akan menjadi hasil bawah SP-01 dan gas sisa kondensasi yaitu CO, Cl₂, H₂ dan COCl₂ sisa menjadi hasil atas SP-01. Suhu dan tekanan keluar dari SP-01 adalah 30°C dan 9 atm.

Hasil atas SP-01 berupa gas sisa yaitu CO, Cl₂, COCl₂, dan H₂ akan dikondensasi menggunakan kondensor parsial (CP-02) dan separator (SP-02) untuk memisahkan Cl₂ dan COCl₂ (sebagai hasil bawah) dan CO, H₂ dan sedikit

Cl₂ sebagai gas buang. CP-02 beroperasi pada 25 atm dengan suhu masuk 125⁰C dan keluar 45⁰C, sehingga sebelum masuk kondensor parsial gas hasil atas separator dilewatkan kompresor (C-02) terlebih dahulu agar tekanannya menjadi 25 atm.

Hasil bawah keluaran (SP-02) yang berupa Cl₂ dan COCl₂ dalam bentuk fase cair kemudian di *recycle* kedalam reaktor. Karena reaktor beroperasi pada 9 atm dan 77⁰C, maka hasil bawah SP-02 dilewatkan melalui *expansion valve* agar tekanan turun menjadi 9 atm dan dipanaskan menggunakan *heater* sehingga suhu berubah menjadi 77⁰C. Sementara hasil atas (SP-02) yang berupa gas CO, H₂, dan sedikit Cl₂ dibuang ke udara dalam bentuk *flare*.

3.1.4 Tahap Penyimpanan

Hasil bawah SP-01 akan disimpan didalam tangki produk COCl₂ dengan kondisi suhu 30⁰C dengan tekanan 9 atm dalam fase cair.

3.2 SPESIFIKASI ALAT/MESIN PRODUK

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku karbon monoksida sebanyak 1145 kg/jam.	Menyimpan bahan baku klorin sebanyak 2900 kg/jam
Jenis	<i>Spherical Tank</i>	Silinder tegak, <i>elliptical dish</i>
Fasa	Gas	Cair
Jumlah	1 unit	1 unit
Kondisi Operasi	Tekanan : 9 atm Suhu : 30 °C	Tekanan : 9 atm Suhu : 30 °C
Spesifikasi	Kapasitas : 108,2490 m ³ Bahan : <i>Stainless Steel SA 106 Grade A</i> ID : 232,8349 in OD : 234,3349 in Tebal Dinding : 0,75 in	Kapasitas : 439,3427 m ³ Bahan : <i>Stainless Steel SA 106 Grade A</i> Diameter : 480 in Tebal shell : 2 in Tebal head : 2,75 in Tinggi : 480 in

Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

T-03	
Fungsi	Menyimpan produk fosgen sebanyak 4040,4040 kg/jam
Jenis	Silinder tegak, <i>elliptical dished</i>
Fasa	Cair
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	Tekanan : 9 atm Suhu : 30 °C
Spesifikasi	Kapasitas : 511,6166 m ³ Bahan : <i>Stainless Steel SA 106 Grade A</i> Diameter : 3,49 in Tebal shell : 0,1725 in Tebal head : 0,1875 in Tinggi : 3,49 in

3.2.2 Heat Exchanger

Tabel 3.3 Spesifikasi Heater 01 dan 02

	HEATER-01	HEATER-02
Fungsi	Memanaskan CO sebanyak 1162 kg/jam untuk umpan masuk reaktor	Memanaskan Cl ₂ sebanyak 2903 kg/jam untuk umpan masuk reaktor
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida Panas : 140°C Fluida Dingin: 30 – 77°C	Fluida Panas : 140°C Fluida Dingin: 30 – 77°C
Annulus	Fluida : <i>Saturated Steam</i> NPS : 3 OD : 0,0889 m ID : 0,0779 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 0,0645 psi Jumlah hairpin : 3	Fluida : <i>Saturated Steam</i> NPS : 3 OD : 0,0889 m ID : 0,0779 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 0,0001 psi Jumlah hairpin : 2
Inner Pipe	Fluida : Cold Fluid (Air) NPS : 2 OD : 0,0605 m ID : 0,0525 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 1,7453 psi Jumlah hairpin : 3	Fluida : Cold Fluid (Air) NPS : 2 OD : 0,0605 m ID : 0,0525 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 0,0132 psi Jumlah hairpin : 2

Tabel 3.4 Spesifikasi Heater 03

HEATER-03	
Fungsi	Memanaskan Cl ₂ dan COCl ₂ sebanyak 396,5655 kg/jam untuk umpan masuk reaktor
Jenis	<i>Double Pipe</i>

Lanjutan Tabel 3.5 Spesifikasi Heater 03	
Kondisi Operasi	Fluida Panas : 140°C Fluida Dingin: 45 – 77°C
Annulus	Fluida : <i>Saturated Steam</i> NPS : 3 OD : 0,0889 m ID : 0,0779 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 0,000001 psi Jumlah hairpin : 1
Inner Pipe	Fluida : Cold Fluid (Air) NPS : 2 OD : 0,0605 m ID : 0,0525 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 0,0003 psi Jumlah hairpin : 1

3.2.3 Cooler

Tabel 3. 6 Spesifikasi Cooler 01

COOLER-01	
Fungsi	Mendinginkan CO, Cl ₂ , COCl ₂ dan H ₂ di reaktor sebanyak 2,0856 kg/jam
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida Panas : 281 – 73 °C Fluida Dingin: 30 – 50 °C
Annulus	Fluida : Cold Fluid (Air) NPS : 3 OD : 0,0889 m ID : 0,0779 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 7,15 psi
Inner Pipe	Fluida : Cold Fluid (air) NPS : 2 ID : 0,0525 m OD : 0,0605 m Panjang : 12 ft Pressure drop : 0,00002 psi Uc dan Ud : 0,2925 dan 0,2917 Btu/hr.ft ² .oF Rd _{calculated} : 0,0551

3.2.4 Reaktor

Tabel 3. 7 Spesifikasi Reaktor

REAKTOR	
Fungsi	Sebagai tempat bereaksinya karbon monoksida dan klorin menjadi fosgen sebanyak 4040 kg/jam
Jenis	<i>Fix bed multi tube</i>
Jumlah	1 Buah
Kondisi Operasi	Tekanan : 9 atm Suhu umpan : 77°C

	Suhu produk : 77°C Suhu pendingin masuk : 100°C Suhu pendingin keluar : 148°C
Spesifikasi Tube	Jumlah : 550 buah Panjang : 3 m IDT : 1,38 in ODT : 1,66 in Susunan : <i>triangular Pitch</i> Material : <i>Stainless Steel 167 Grade 3</i>
Spesifikasi Shell	IDS : 51,1121 in ODS : 51,4871 in Tebal : 0,1698 in <i>Baffle space</i> : 12,7780 Material : <i>Stainless Steel 167 Grade 3</i>
Spesifikasi Head	Bentuk : <i>Eliptical</i> Tebal : 0,1697 in Tinggi : 10,6024 in
Tinggi Total	8,2396 m
Volume Reaktor	10,188 m ³
Jumlah Nozzle	4

3.2.5 Kondensor Parsial

Tabel 3.8 Spesifikasi Kondensor

	KONDENSOR PARSIAL-01	KONDENSOR PARSIAL-02
Fungsi	Mengembunkan gas keluar reaktor, berupa CO, Cl ₂ , COCl ₂ dan H ₂ sebanyak 4462 kg/jam	Mengembunkan gas hasil atas separator 01 berupa CO, Cl ₂ , COCl ₂ dan H ₂ sebanyak 421 kg/jam
Tipe	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 77°C - 45 °C Fluida dingin: 30 °C - 50 °C	Fluida panas : 125°C - 45 °C Fluida dingin: 30 °C - 65 °C
Shell side	Kapasitas : 4461,8 kg/jam Fluida : <i>feed (hot fluid)</i> ID : 39 in <i>Baffle space</i> : 29,25 in <i>Passes</i> : 4 <i>Pressure drop</i> : 0.0048 psi	Kapasitas : 421,3 kg/jam Fluida : <i>feed (hot fluid)</i> ID : 15,25 in <i>Baffle space</i> : 11,4375 in <i>Passes</i> : 1 <i>Pressure drop</i> : 0,00025 psi
Tube side	Kapasitas : 14951 kg/jam Fluida : air pendingin Panjang : 16 in Jumlah : 2300 OD : 0.75 in BWG : 13 <i>Pitch</i> : ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular Pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 5,099 psi	Kapasitas : 616 kg/jam Fluida : air pendingin Panjang : 16 in Jumlah : 130 OD : 0.75 in BWG : 13 <i>Pitch</i> : ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular Pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 3,268 psi
Dirt factor	0,012 jam ft ² F/Btu	0,012 jam ft ² F/Btu
A	5414,50 ft ²	224,35 ft ²

3.2.6 Separator

Tabel 3. 9 Spesifikasi Separator

	SEPARATOR 01	SEPARATOR 02
Fungsi	Memisahkan campuran uap-cair keluar kondensor parsial 01 sebanyak 4461 kg/jam	Memisahkan campuran uap-cair keluar kondensor parsial 02 sebanyak 421 kg/jam
Kondisi operasi	Tekanan : 9 atm Suhu : 45°C	Tekanan : 25 atm Suhu : 45°C
Dimensi	Diameter : 1,2 m Panjang : 4,2 m Tebal shell : 3/8 in Tinggi head : 0,31 m Tinggi total : 4,6 m	Diameter : 0,45 m Panjang : 1,8 m Tebal shell : 3/8 in Tinggi head : 0,17 m Tinggi total : 2 m

3.2.7 Kompresor

Tabel 3.10 Spesifikasi Kompresor

	KOMPRESOR 01
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan gas hasil bawah separator sebanyak 421 kg/jam dari 9 atm ke 25
Suhu	Masuk : 45 °C Keluar : 125 °C
Jenis	<i>Multi stage</i>
Jumlah stage	2
Daya	2 HP
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 grade II</i>

3.2.8 Expansion Valve

Tabel 3. 11 Spesifikasi *Expansion Valve* 01

	<i>Expansion Valve 01</i>
Fungsi	Menurunkan tekanan gas klorin dan fosgen sebanyak 397 kg/jam 25 atm menjadi 9 atm
Jenis	<i>Globe Valve</i>
Ukuran	NPS : 0,125 in Sch : 40 ID : 0,269 in OD : 0,405 in
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 grade II</i>

3.2.9 Pompa

Tabel 3.12 Spesifikasi Pompa 01 dan 02

	POMPA 01	POMPA 02
Fungsi	Mengalirkan bahan baku Cl ₂ sebanyak 2903 kg/jam dari tangki penyimpanan menuju ke <i>expansion valve</i> 02	Mengalirkan hasil bawah separator 01 sebanyak 4040 kg/jam menuju ke tangki penyimpanan produk
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 9 atm	Suhu : 45 ⁰ C Tekanan : 9 atm
Tenaga	0,75 HP	1 HP
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 grade II</i>	<i>Stainless Steel SA-167 grade II</i>

Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa 03

	POMPA 03
Fungsi	Mengalirkan hasil bawah separator 02 sebanyak 396,5655 kg/jam menuju ke <i>expansion valve</i> 03
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Suhu : 45 ⁰ C Tekanan : 9 atm
Tenaga	0,05 HP
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 grade II</i>

3.3 PERENCANAAN PRODUKSI

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan fosgen di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan fosgen dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan fosgen akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan fosgen sebagai bahan baku dan bahan tambahan serta melihat kapasitas pabrik-pabrik fosgen yang telah berdiri. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 32.000 ton/ tahun.

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

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan COCl_2 di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat.

Dengan kapasitas tersebut diharapkan :

- a. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
- b. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju import fosgen dapat ditekan seminimal mungkin.

2. Ketersediaan bahan baku

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

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

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

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (bahan baku)

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

b. Manusia (tenaga kerja)

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

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas

yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Tata letak peralatan dan fasilitas merupakan salah satu bagian terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dalam suatu perancangan pabrik yang meliputi fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, desain sarana pemipaan dan kelistrikan. Hal ini akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tanah sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya lebih terperinci sebelum mendirikan suatu pabrik.

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik sangat penting dalam perencanaan pabrik dan akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat karena akan memberikan kontribusi yang sangat penting baik dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama adalah pabrik tidak hanya dibangun dengan *production cost* dan *operating cost* yang minimum, tetapi tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga menjadi hal yang dipertimbangkan.

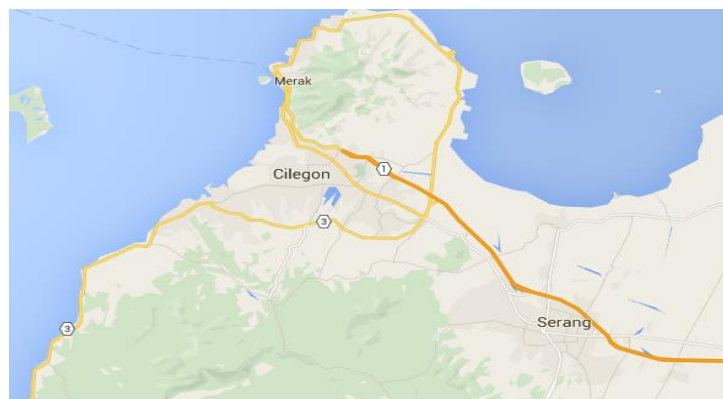
Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang harus diperhatikan diantaranya adalah pengadaan bahan baku, utilitas, dan faktor penunjang lain-lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

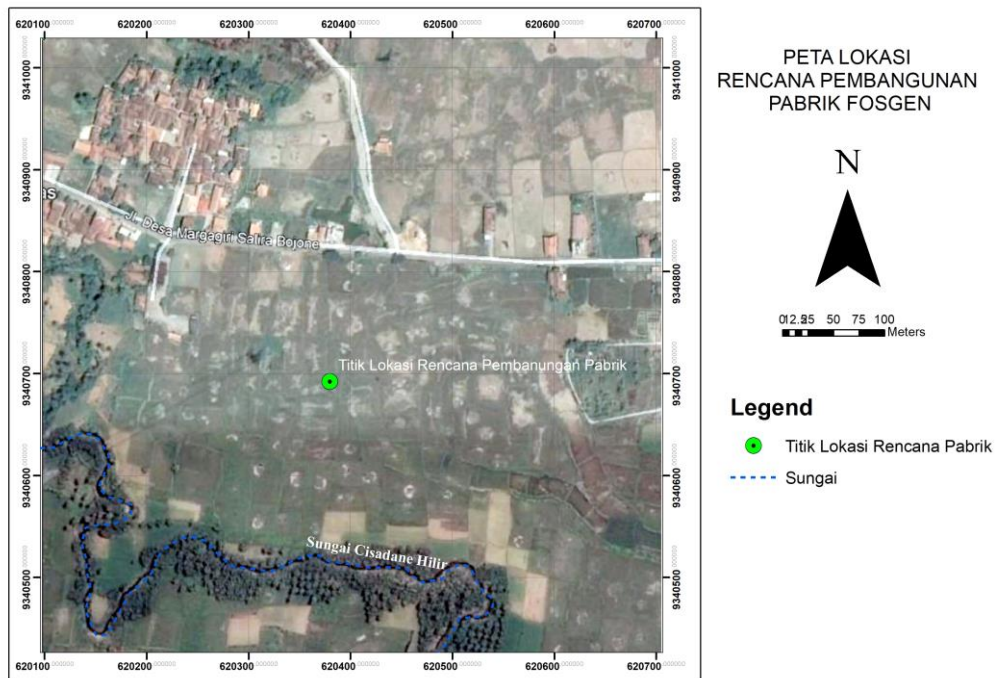
Faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

1. Ketersediaan bahan baku
2. Sarana utilitas yang cukup dan memadai
3. Transportasi dan distribusi yang lancar
4. Pemasaran yang cukup potensial
5. Penyediaan sumber daya manusia (tenaga kerja)
6. Keadaan iklim yang stabil

Dengan memperhatikan faktor-faktor yang dipertimbangkan di atas, maka lokasi yang tepat dan memenuhi syarat untuk lokasi pendirian pabrik fosgen direncanakan dibangun di daerah Cilegon, Banten (Gambar 4.1). Dan lokasi Pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.2.



Gambar 4.1 Lokasi Cilegon, Banten



Gambar 4.2 Lokasi didirikan pabrik fosgen

Daerah Cilegon merupakan lokasi terbaik untuk mendirikan pabrik fosgen, hal ini dipertimbangkan karena beberapa hal berikut :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar dan biaya transportasi dapat diminimalisir. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan laut jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau ke luar negeri.

Bahan baku untuk pembuatan fosgen relatif mudah karena bahan baku yaitu gas karbon monoksida (CO) dan gas klorin (Cl_2) tidak perlu impor. Gas karbon monoksida (CO) didapat dari pabrik PT. Aneka Gas Industri di Cilegon,

Banten. Sedangkan gas klorin (Cl_2) didapat dari pabrik PT. Sulfindo Adi Usaha, Bojonegara, Banten.

2. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Tenaga listrik tersebut didapat dari PLN dan tenaga listrik sendiri. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator *diesel* yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Lokasi pabrik dekat dengan Sungai, maka keperluan air (air proses, air pendingin/penghasil *steam*, perumahan dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah.

3. Transportasi

Sarana Transportasi dari dan ke lokasi pabrik haruslah lancar dan memadai. Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Pendirian pabrik di kawasan industri cilegon dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat dan laut yang mudah dijangkau karena Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta yang merupakan pintu gerbang pulau Jawa dan Sumatera, sehingga transportasi darat dari sumber bahan baku dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Bandara Soekarno-Hatta juga dapat dijangkau dengan mudah, sehingga semakin mempermudah pengiriman produk. Angkutan darat dengan jalan raya yang cukup lancar dapat dilalui oleh kendaraan besar dan kecil. Pelabuhan PT Indonesia II cabang Banten yang ada cukup memadai untuk pengangkutan melalui laut, sehingga dapat mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan ketersediaan sarana tersebut akan menjamin kelangsungan produksi pabrik.

4. Pemasaran

Pemasaran produk mudah dijangkau karena tersedianya sarana transportasi yang memadai. Pemasaran produk dapat dilakukan melalui jalur darat maupun jalur laut. Pemasaran jalur laut dapat dilakukan melalui pelabuhan PT Indonesia II cabang Banten. Pemasaran produk diharapkan tidak hanya di dalam negeri melainkan dapat juga untuk di ekspor.

5. Sumber Daya Manusia (Tenaga Kerja)

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja yang dibutuhkan mudah untuk didapatkan, baik tenaga berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga terampil yang siap pakai, karena dari tahun ke tahun tenaga kerja semakin meningkat.

6. Keadaan Iklim

Daerah Cilegon, Banten merupakan suatu daerah yang terletak di daerah kawasan industri dan cukup dekat dengan pesisir pantai yang memiliki daerah alam yang sangat menunjang. Daerah Cilegon dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 25-30°C, sehingga kemungkinan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal Unit

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

2. Biaya dan Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Cilegon telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik.

Adapun faktor-faktor lain meliputi :

- Segi keamanan kerja terpenuhi.
- Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga yang terjangkau.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

3. Lingkungan masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dan mendukung dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di

sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (areal *handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peter & Timmerhaus, 2004).

- a) Urutan proses produksi.
- b) Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c) Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
- d) Pemeliharaan dan perbaikan.
- e) Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- f) Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g) Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.

- h) Masalah pembuangan limbah cair.
- i) *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters and Timmerhaus, 2004) :

- 1) Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material *handling*.
- 2) Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau *di-blowdown*.
- 3) Mengurangi ongkos produksi.
- 4) Meningkatkan keselamatan kerja.
- 5) Mengurangi kerja seminimum mungkin.
- 6) Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Secara garis besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

4.2.1 Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Area administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengembangan, pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual. Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti poliklinik, mess, kantin, aula dan masjid.

4.2.2 Area Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan area tempat alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3 Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Merupakan area tempat menyimpan alat-alat dan bahan kimia, tempat kegiatan umum, reparasi transportasi, dan parkir kendaraan.

4.2.4 Area Utilitas dan Power Station

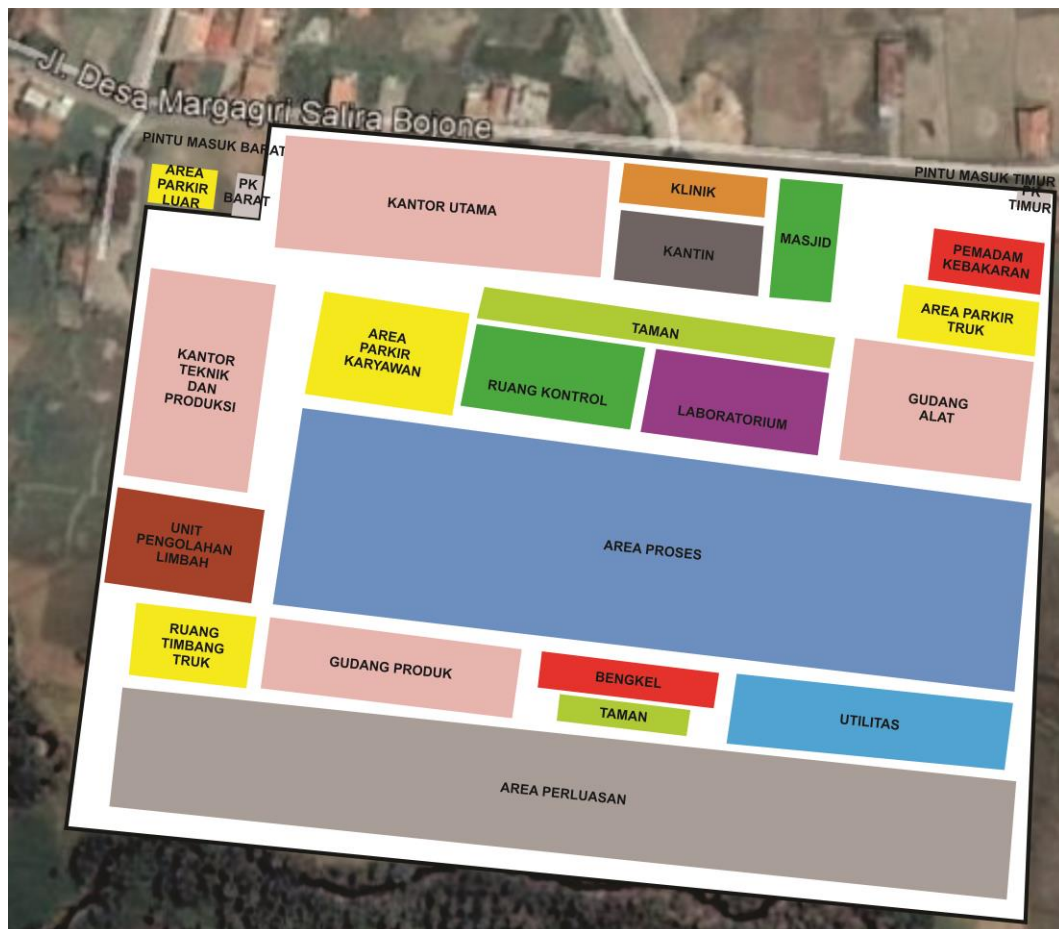
Merupakan area dimana kegiatan penyediaan air, *steam*, air pendingin dan tenaga listrik dipusatkan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran..

Pendirian pabrik fosgen ini direncanakan di bangun pada lahan seluas 1,9 ha dengan ukuran 477 m x 370 m. Adapun tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.3 dan perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 di bawah ini:

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Kantor Utama	600
2	Pos Keamanan	25
3	Mess	576
4	Parkir Tamu	264
5	Parkir Truk	224
6	Ruang Timbang Truk	50
7	Kantor Teknik dan Produksi	252
8	Klinik	120
9	Masjid	192
10	Kantin	180
11	Bengkel	240
12	Unit Pemadam Kebakaran	224
13	Gudang Alat	200
14	Laboratorium	224
15	Utilitas	500
16	Area Proses	2100

Lanjutan Tabel 4.2 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik		
17	<i>Control Room</i>	300
18	Kontrol Utilitas	100
19	Jalan dan Taman	1500
20	Perluasan Pabrik	5000
21	Luas Tanah	12871
22	Luas Bangunan	6371
	Total	19242



Gambar 4.3 Tata Letak Pabrik (Skala 1 : 1000)

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

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

2. Aliran udara

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

3. Pencahayaan

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

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

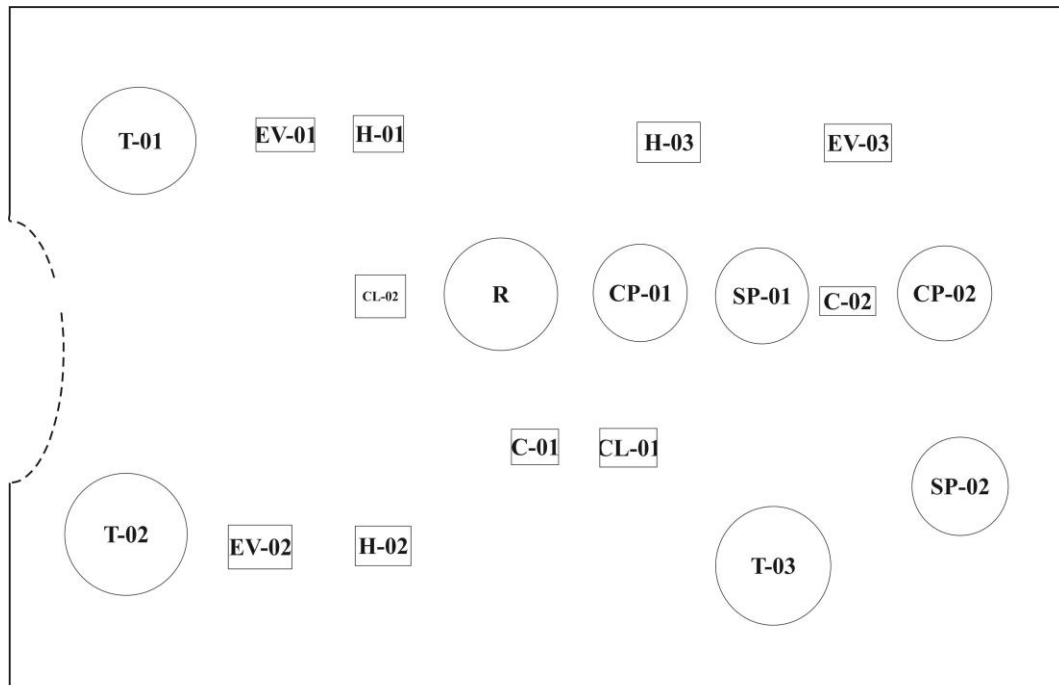
Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Pertimbangan Ekonomi

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

6. Jarak antar alat proses

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



Skala 1:1000

Gambar 4. 4 Tata letak Alat Proses

Keterangan :

- TP – 01 : Tangki Penyimpanan gas CO
 TP – 02 : Tangki Penyimpanan has Cl₂
 TP – 03 : Tangki Penyimpanan gas COCl₂ (produk)
 H – 01 : *Heater* gas CO
 H – 02 : *Heater* gas Cl₂
 CL – 01 : *Cooler* pada hasil keluar reaktor
 CL – 02 : *Cooler Dowtherm*

- EV – 01 : *Expansion Valve* gas CO
- EV – 02 : *Expansion Valve* gas Cl₂
- C - 01 : *Compressor* pada hasil reaktor
- C - 01 : *Compressor* pada hasil atas separator 1
- CP - 01 : Kondensor Parsial 1
- CP - 02 : Kondensor Parsial 2
- SP – 01 : Separator 1
- SP – 02 : Separator 2
- R : Reaktor

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 3 Neraca Massa Total

Komponen	No. Arus (kg/jam)							
	1	2	1,2, 7	3	4	5	6	7 (recycle)
CO	1145,0000	-	1145,0000	3,9040	3,9040	-	3,9040	-
Cl ₂	-	2900,2302	3214,6343	321,4634	315,0342	6,0274	0,6301	314,4041
COCl ₂	-	-	82,1611	4116,3007	82,3260	3781,8514	0,1647	82,1614
H ₂	17,1731	2,9002	20,0733	20,0733	20,0733	-	20,0733	-
Total	1162,0458	2903.1304	4461,7415	4461,7415	421,3375	4040,4040	24,7720	396,5655
					4461,7415			421,3375

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

1. Neraca Massa Reaktor

Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor

Bahan	Arus masuk (kg/jam)			Arus keluar (kg/jam)
	1	2	1, 2, recycle	3
CO	1145,0000	-	1145,0000	3,9040
Cl ₂	-	2900,2302	3214,6343	321,4634
COCl ₂	-	-	82,1611	4116,3007
H ₂	17,1731	2,9002	20,0733	20,0733
total	1162,0458	2903,1304	4463,7148	4461,7415

2. Neraca Massa Separator-01 (S-01)

Tabel 4. 5 Neraca Massa Separator-01 (S-01)

Bahan	Arus masuk (Kg/jam)	Arus keluar(Kg/jam)	
	3	4	5
CO	3,9040	3,9040	-
Cl ₂	321,4634	315,0342	6,4293
COCl ₂	4116,3007	82,3260	4033,9747
H ₂	20,0733	20,0733	-
total	4461,7415	421,3375	4040,4040
		4461,7415	

4. Neraca Massa Separator-02 (S-02)

Tabel 4. 6 Neraca Massa Separator-02 (S-02)

Bahan	Arus masuk (Kg/jam)	Arus keluar(Kg/jam)	
	4	6	7
CO	3,9040	3,9040	-
Cl ₂	315,0342	0,6301	314,4041

COCl ₂	82,3260	0,1647	82,1614
H ₂	20,0733	20,0733	-
total	421,3375	24,7720	396,5655
		421,3375	

4.2 Neraca Panas

1. Heater karbon monoksida (CO)

Tabel 4. 7 Neraca Panas Heater CO

	Arus in (kJ/jam)	Arus Out (kJ/jam)
Umpan	7181,1534	-
Produk	-	74867,4028
Steam	67686,2494	-
Total	74867,4028	74867,4028

2. Heater klorin (Cl₂)

Tabel 4. 8 Neraca Panas Heater Cl₂

	input (kJ/jam)	output (kJ/jam)
Umpan	7102,8630	-
Produk	-	65784,1554
Steam	58681,2924	-
Total	65784,1554	65784,1554

3. Reaktor

Tabel 4. 9 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/kg)	Output (kJ/kg)
CO	61974,7956	185931,6464
Cl ₂	80233,6185	243457,7705
H ₂	15069,9396	45167,7172
COCl ₂	2547,2475	7992,5362
panas reaksi	8902,9073	-

Pendingin	-	573652,4093
Panas hilang	-	-887473,57
Jumlah	168728,5086	168728,5086

4. Cooler CO, Cl₂ dan COCl₂

Tabel 4. 10 Neraca Panas Cooler CO, Cl₂ dan COCl₂

	Arus Masuk (kJ/jam)	Arus keluar (kJ/jam)
Umpan	80,5162,9756	-
Produk	-	139033,2216
Steam	-666129,7540	-
Total	139033,2216	139033,2216

5. Kondensor Parsial 1

Tabel 4. 11 Neraca Panas Kondensor Parsial 1

Komponen	Masukan (kJ/jam)	Keluaran (kJ/jam)
CO	6974,1160	2635,2936
Cl ₂	110660,8270	28158,4668
COCl ₂	13386,9810	11623,7988
H ₂	181,2895	80,3354
Pendingin	-	88705,3189
Total	131203,2135	131203,2135

6. Kondensor Parsial 2

Tabel 4. 12 Neraca Panas Kondensor Parsial 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
CO	15294,0064	2582,5877
Cl ₂	5049,5293	563,1693
COCl ₂	29563,2614	11623,7988
H ₂	403,9599	80,3354
Pendingin	-	35460,8658
Total	50310,7571	50310,7571

7. *Cooler Dowtherm*

Tabel 4. 13 Neraca Panas *Cooler Dowtherm*

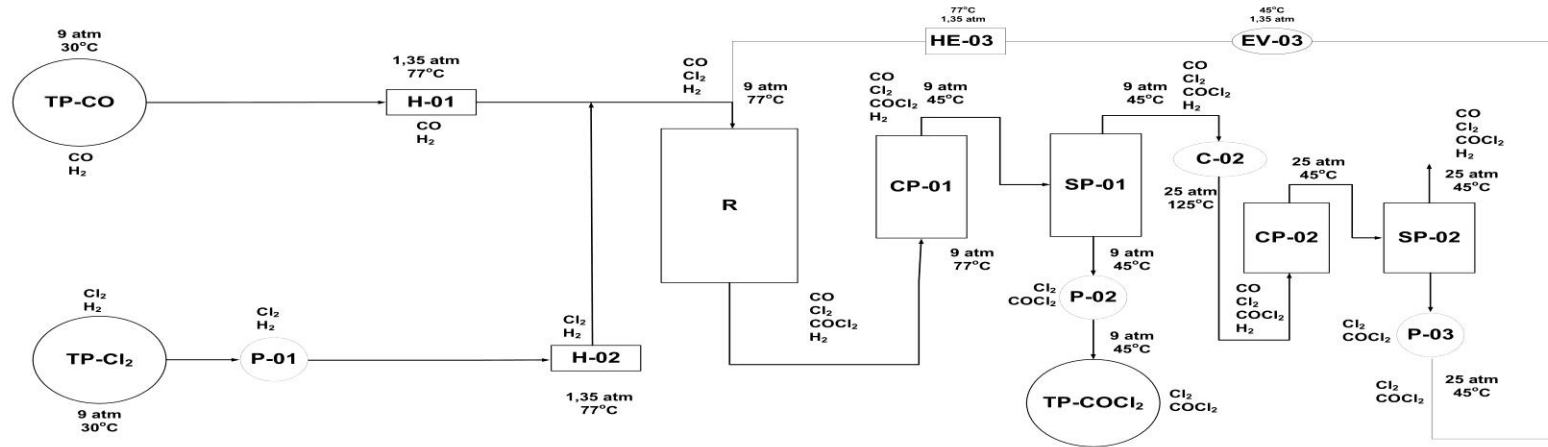
	arus in (kJ/jam)	Arus Out (kJ/jam)
Umpan	22462,8084	-
Produk	-	10768,6802
<i>Steam</i>	-11694,1282	
Total	10768,6802	10768,6802

8. *Heater klorin dan fosgen recycle*

Tabel 4. 14 Neraca Panas *Heater Cl2 dan COCl2*

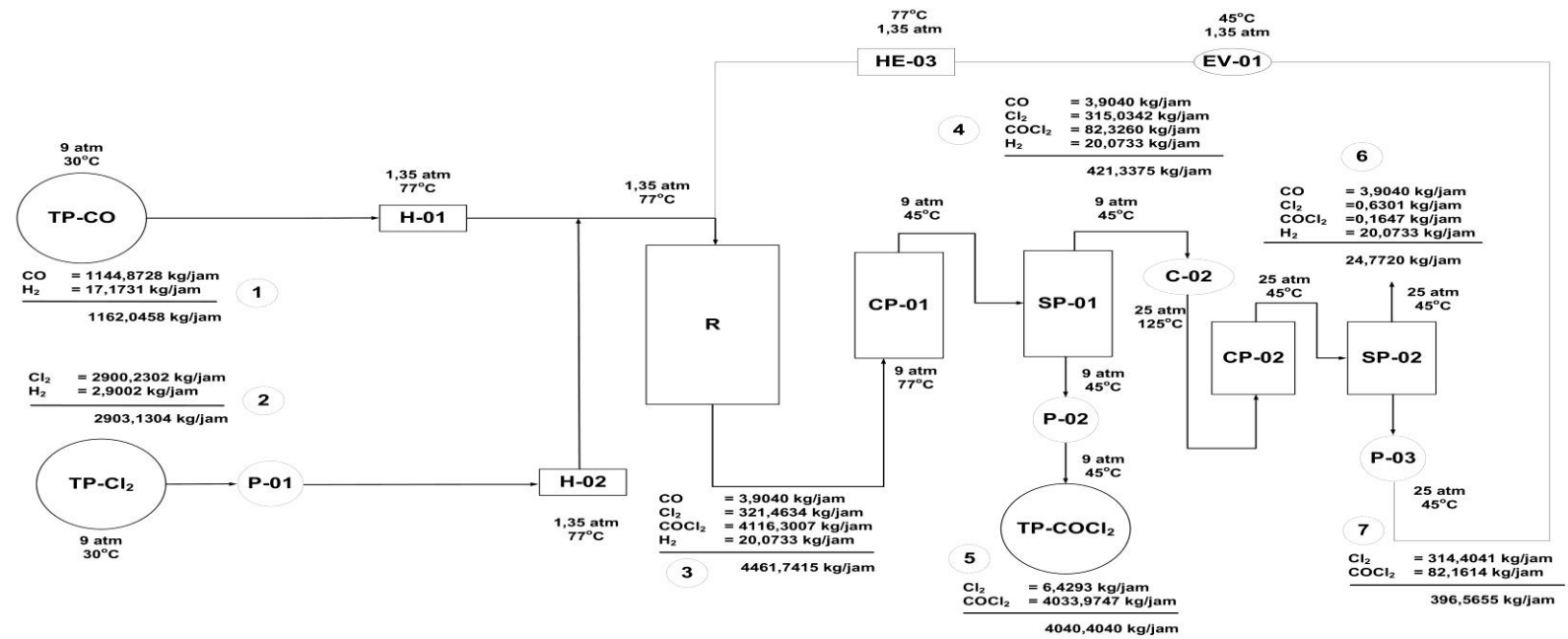
	Arus Masuk (kJ/jam)	Arus Keluar (kJ/jam)
Umpan	3960,0845	-
Produk	-	10394,4253
<i>Steam</i>	6434,3408	
Total	10394,4253	10394,4253

Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kualitatif

Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4. 6 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

- a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Utilitas

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

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

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

Unit ini berfungsi menyediakan air pendingin, air umpan *boiler* dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan.

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

Unit ini berfungsi menyediakan panas yang digunakan di *heat exchanger* dan *reboiler*.

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

Unit ini berfungsi menyediakan tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, dan penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator Set sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit ini berfungsi menyediakan udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol *pneumatic*.

5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk *Boiler* dan Generator.

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

4.6.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Fosgen ini, sumber air yang digunakan berasal air sungai yang terdekat dengan pabrik, Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
- Letak sungai berada dekat dengan pabrik.

- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

a. Air pendingin

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

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- Tidak terdekomposisi.

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

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

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

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

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan isolasi terhadap proses perpindahan

panas terhambat dan kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

- Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya *foaming* diantaranya adalah kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam *boiler* dan juga buih ini dapat menyebabkan percikan yang kuat serta dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal-hal di atas maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas air umpan *boiler*. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

c. 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:

- Syarat fisika, meliputi:

Suhu : Di bawah suhu udara

Warna : Jernih

Rasa : Tidak berasa

Bau : Tidak berbau

- Syarat kimia, meliputi:

Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.

Air sanitasi tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisis air.

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik fosgen ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

1. Penyaringan Awal / *screening*

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screen* (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

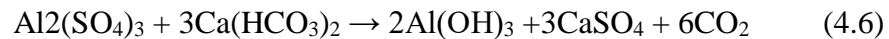
2. Bak pengendap (BU-01)

Air sungai setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang tidak lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3. *Premix Tank* (TU-01)

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam

cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah Tawas atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal adalah :



4. Clarifier (CLU)

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar dapat memenuhi persyaratan untuk digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisika, kimia, penambahan desinfektan, dan penggunaan *ion exchanger*.

Raw water diumpankan ke tangki terlebih dahulu dan kemudian diaduk dengan kecepatan tinggi serta ditambahkan bahan–bahan kimia selama pengadukan tersebut. Bahan–bahan kimia yang digunakan adalah:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4).18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi sebagai koagulan.
- b. Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan dengan diinjeksi alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4).18\text{H}_2\text{O}$) sebagai koagulan yang membentuk flok. Selain itu ditambahkan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown*

secara berkala dengan waktu yang telah ditentukan. Air baku yang belum di proses memiliki *turbidity* sekitar 42 ppm. Setelah keluar *clarifier* kadar *turbidity* akan turun menjadi kurang dari 10 ppm.

5. Penyaring pasir (FU)

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju alat penyaring pasir untuk memisahkan dengan partikel – partikel padatan yang terbawa. Air yang mengalir keluar dari alat penyaring pasir akan memiliki kadar *turbidity* sekitar 2 ppm. Air tersebut dialirkan menuju tangki penampung (penyaring reservoir air) yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi. *Back washing* pada *sand filter* dilakukan secara berkala dengan tujuan menjaga kemampuan penyaringan alat.

6. Bak Penampung Sementara (BU-02)

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan *boiler* dan air pendingin.

7. Tangki Klorinator (TU-02)

Air setelah melalui bak penampung dialirkan ke tangki Klorinator (TU-02). Air harus ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti *amoeba*, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi.

8. *Kation exchanger* (KEU)

Air dari bak penampung (BU-02) berfungsi sebagai *make up boiler* , selanjutnya air diumpankan ke *kation exchanger* (KEU). Tangki ini berisi

resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

9. *Anion exchanger* (AEU)

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* (KEU) kemudian diumpankan *anion exchanger* (AEU). AEU berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan terikat dengan resin. Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

10. Unit Deaerator (DAU)

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) *boiler* tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat O_2 sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

11. Bak Air Pendingin (BU-03)

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blowdown* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut.

Untuk mengatasi hal tersebut diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- c. Zat dispersant, untuk mencegah timbulnya penggumpalan

4.6.1.3 Kebutuhan Air

- a. Kebutuhan air pembangkit *steam*

Tabel 4. 15 Kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	73,4268
HE-02	63,6581
HE-03	6,9800
Total	144,0649

Air pembangkit *steam* 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20%, sehingga

$$\text{Blowdown pada boiler} = 15\% \times 144,0649 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 25,93 \text{ kg/jam} \\
 \text{Steam trap} &= 5\% \times 144,0649 \text{ kg/jam} \\
 &= 8,64 \text{ kg/jam} \\
 \text{Makeup water for steam} &= \text{Blowdown} + \text{Steam trap} \\
 &= (25,93 + 8,64) \text{ kg/jam} \\
 &= \mathbf{34,58 \text{ kg/jam}}
 \end{aligned}$$

b. Air Proses Pendinginan

Tabel 4. 16 Kebutuhan air proses pendinginan

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
CL-01	3382,63
CP-01	14951,66
CP-02	615,860
Total	15950,15

$$\begin{aligned}
 \text{make up water} &= W_e + W_d + W_b \\
 &= (162,69 + 3,83 + 158,86) \text{ kg/jam} \\
 &= \mathbf{325,38 \text{ kg/jam}}
 \end{aligned}$$

c. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 L/hari

Jumlah karyawan = 125 orang

Tabel 4. 17 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No	Pengguna	Kebutuhan (kg/hari)
1.	Karyawan	12787,77
2.	Bengkel	200
3.	Poliklinik	300
4.	Laboratorium	500
5.	Kantin, Mushola dan taman	5000
6.	Mess	80000
	Jumlah	104787,7700

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah kebutuhan air domestic} &= \mathbf{4366 \text{ kg/jam}} \\
\text{Kebutuhan air total} &= \text{Make up water} + \text{Make up steam} \\
&+ \text{Water Domestic} \\
&= (325,38+34,58+4366,16) \text{ kg/jam} \\
&= 4726,1200 \text{ kg/jam} \\
\text{Diambil angka keamanan 10\%} &= 1,1 \times 4726,1200 \text{ kg/jam} \\
&= 5198,73 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

4.6.2 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	: 144,06 kg/jam
Jenis	: <i>Water Tube Boiler</i>
Jumlah	: 1 buah

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

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5–11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa

pembakaran batubara yang keluar dari *boiler* . Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 140⁰C, kemudian diumpankan ke *boiler* .

Di dalam *boiler* , api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power - power yang dinilai penting antara lain *boiler* , kompresor, pompa. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

Kapasitas	: 102,7447 kW
Jenis	: Generator Diesel
Jumlah	: 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi

apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%. Kebutuhan listrik untuk alat proses terdapat pada tabel 4.17

Tabel 4. 18 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Nama Alat	Power pompa (Hp)
Pompa-01	0.7500
Pompa-02	1,000
Pompa-03	0.0500
kompresor 2	2.0000
Total	3.8000

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 3.8 Hp

maka total power yang dibutuhkan = 6.5621 kW

Kebutuhan listrik untuk utilitas terdapat pada tabel 4.18

Tabel 4.19 Kebutuhan Listrik Utilitas

Nama Alat	Power (hp)
PU-01	0.5
PU-02	3.0
PU-03	0.5
PU-04	0.3
PU-05	0.33
PU-06	0.33
PU-07	0.33
PU-08	0.5
PU-09	0.1
PU-10	0.1
CT	3.0
TF	5.0
KU	6.0
PU-11	0.1
PU-12	0.2

Jumlah kebutuhan listrik utilitas 137,7830 Hp, Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas 128,4310 Hp, Angka keamanan diambil 10 % sehingga dibutuhkan 172,2288 Hp. Kebutuhan listrik alat instrumentasi dan kontrol jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas 6,4563 Hp.

Kebutuhan Listrik Laboratorium, Rumah Tangga, Perkantoran dan lain-lain jumlah kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga perkantoran dan lain-lain diperkirakan sebesar 25 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas 2,200 Hp.

Kebutuhan Listrik Total

Jumlah kebutuhan listrik total = 32,9043 Hp

Faktor daya diperkirakan 80 % = 26,3234 Hp = 19,6373 kW

atau sekitar 471,2949 kWh.

Energi listrik diperoleh dari PLN, namun disediakan generator sebagai cadangan sebesar 671,2949 kWh.

4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 56,0736 m³/jam.

4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (*Industrial Diesel Oil*). Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada *boiler* adalah

fuel oil. Dibutuhkan bahan bakar sebanyak 13,1245 kg/jam untuk memanaskan air dengan kapasitas 172,8788 kg/jam

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Fosgen ini yaitu Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

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

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen
Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha lebih luas
Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
6. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
7. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
8. Mudah bergerak di pasar global.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang - undang pemburuhan.

4.7.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan segala aktivitas suatu proses pabrik secara efisien dan efektif, di suatu perusahaan 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. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain:

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

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistim *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas

orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

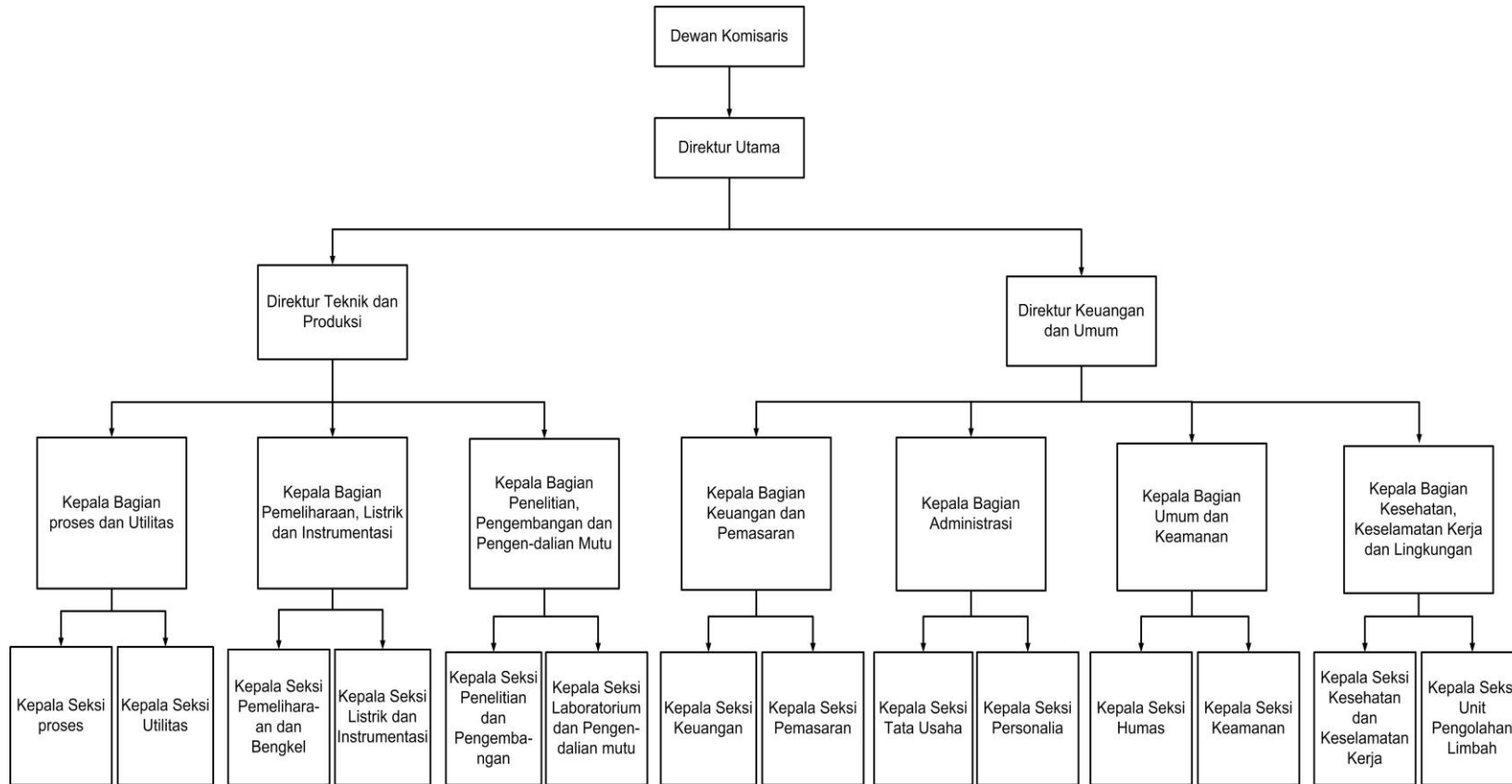
1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi,

pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik fosgen dari karbon monoksida dan klorin dengan kapasitas 32.000 ton/tahun.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi

4.7.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

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

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 Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

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

3. Direktur Utama

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

Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

1. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan.

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staff Ahli

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

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

5. Kepala Bagian

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

a. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi yaitu mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi operasi dan laboratorium.

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Produksi membawahi:

- Seksi Proses

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

- Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian yaitu menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium yaitu mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu, mengawasi dan menganalisa produk serta mengawasi kualitas buangan pabrik.

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik yaitu Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

- Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan yaitu melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan *table* pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

- Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas yaitu melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga listrik.

c. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Tugas Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

d. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian yaitu melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan. Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

- Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran yaitu merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

e. Kepala Bagian Keuangan, Administrasi, dan Umum

Tugas Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

- **Seksi Administrasi dan Keuangan**

Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan yaitu menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

- **Seksi Personalia**

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

- **Seksi Humas**

Tugas Seksi Humas yaitu mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

- **Seksi Keamanan**

Tugas Seksi Keamanan yaitu menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan. Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan

f. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang penelitian dan pengembangan produksi. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan membawahi seksi penelitian dan seksi pengembangan.

6. Kepala Seksi

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

4.7.4 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

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

b. **Karyawan Harian**

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. **Karyawan Borongan**

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

4.7.5 Ketenagakerjaan

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

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

4. Sistem Gaji Karyawan

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

Tabel 4. 20 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan	Gaji total/tahun
Direktur utama	1	40.000.000,00	480.000.000,00
Direktur	2	30.000.000,00	720.000.000,00
Kepala Bagian	6	12.000.000,00	900.000.000,00
Kepala Seksi	13	8.000.000,00	1.248.000.000,00
Staff Ahli	1	7.000.000,00	84.000.000,00
Sekretaris	5	5.000.000,00	300.000.000,00
Medis	2	5.000.000,00	120.000.000,00
Perawat	3	5.000.000,00	180.000.000,00
Karyawan	101	5.000.000,00	6.540.000.000,00
Sopir	6	4.500.000,00	324.000.000,00
Cleaning Service	5	4.000.000,00	240.000.000,00
Satpam	4	4.000.000,00	11.328.000,00
Jumlah	149		9.852.600.000,00

5. Jam Kerja Karyawan

Pabrik Fosgen akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

- a. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawan non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift* :

Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
 Jum'at : 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)
 Sabtu : 07:00 – 12:00
 Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

- b. Pegawai *shift* bekerja 24 jam sehari yang terbagi dalam 3 *shift*. Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift* sebagai berikut:

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok.

Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*.

Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift*:

Tabel 4. 21 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

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

4.7.6 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam

perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

- Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

- Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

4.7.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab.

Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SLTA. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4. 22 Jabatan dan keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Paramedis	D-3/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Sopir	SLTA
<i>Cleaning Service</i>	SLTP
Satpam	SLTA

4.8 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik. Dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensional didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

- a. *Return On Investment (ROI)*

Return on Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

b. *Pay Out Time* (POT)

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

c. *Break Even Point* (BEP)

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

d. *Shut Down Point* (SDP)

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

e. *Discounted Cash Flow* (DCF)

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

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

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

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya variabel (*Variable Cost*)
- Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.8.1 Harga Alat

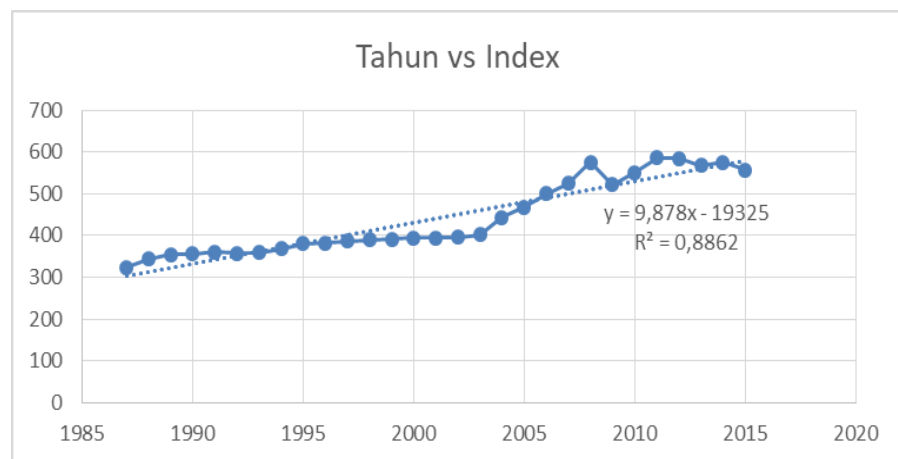
Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit. Sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga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

Tabel 4. 23 Harga indeks

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356

Lanjutan Tabel 4. 24 Harga indeks		
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* (www.che.com)



Gambar 4. 8 Tahun vs indeks harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi Linear yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 19325$. Pabrik Fosgen kapasitas 32.000 ton/tahun akan

dibangun pada tahun 2022, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 648,32.

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

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana : E_x : Harga alat pada tahun x
 E_y : Harga alat pada tahun y
 N_x : Index harga pada tahun x
 N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan: (Peters dan Timmerhaus, 1980)

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana: E_a : Harga alat a
 E_b : Harga alat b
 C_a : Kapasitas alat a
 C_b : Kapasitas alat b

Tabel 4. 25 Harga Alat Proses

No.	Nama alat	Kode	Jumlah	Harga Total
1	Tangki CO	T-01	1	\$ 106,458.42
2	Tangki Cl ₂	T-02	1	\$ 295,067.62
3	Reaktor <i>fix bed</i>	R-01	1	\$ 524,977.82

No.	Nama alat	Kode	Jumlah	Harga Total
4	<i>Condensor Parsial 1</i>	CP-01	1	\$ 40,179.88
5	Separator 1	S-01	1	\$ 7,877.47
6	Separator 2	S-02	1	\$ 5,964.37
7	<i>Heater 1</i>	HE-01	1	\$ 1,800.57
8	<i>Heater 2</i>	HE-02	1	\$ 1,462.96
9	<i>Cooler 1</i>	CL-01	1	\$ 3,547.01
11	<i>Heater 3</i>	HE-03	1	\$ 1,462.96
12	<i>Expansion Valve 1</i>	EV-01	1	\$ 2,660.26
13	Tangki COCl ₂	T-03	1	\$ 373,054.60
14	Pompa 1	P-01	1	\$ 24,618.74
15	Pompa 2	P-02	1	\$ 40,019.51
16	Pompa 3	P-03	1	\$ 20,009.75
17	<i>Compressor 1</i>	C-01	1	\$ 16,848.31
18	<i>Condensor Parsial 2</i>	CP-02	1	\$ 40,179.88

Tabel 4. 27 Harga Alat Utilitas

No.	Nama alat	Kode	Jumlah	Harga Total
1	Bak Pengendap	BU-01	1	\$ 7,091.89
2	Tangki Kesadahan	TU-01	1	\$ 6,819.13
3	<i>Clarifier</i>	CLU	1	\$12,001.67
4	<i>Sand Filter</i>	FU	1	\$ 46,260.97
5	Bak Penampung Sementara	BU-02	1	\$ 7,091.89
6	Tangki Klorinator	TU-02	1	\$ 9,274.01
7	<i>Kation Exchanger</i>	KEU	1	\$ 3,001.55
8	<i>Anion Exchanger</i>	AEU	1	\$ 1,765.62
9	Daerator	DAU	1	\$ 1,765.62
10	Tangki <i>Feed Boiler</i>	TU-03	1	\$ 1,636.59
11	<i>Compressor</i>	CU	1	\$ 4,909.77
12	<i>Boiler</i>	BLU	1	\$ 40,369.24
13	Tangki Bahan Bakkar	TU-04	1	\$ 37,096.06
14	<i>Generator</i>	GU	1	\$ 13,092.73
15	Tangki Penyimpanan Air	TU-05	1	\$ 3,273.18
16	Tangki Penyimpanan Dowtherm	TU-06	1	\$ 6,546.36
17	Pompa 1	PU-01	2	\$ 4,268.00
18	Pompa 2	PU-02	2	\$ 4,268.00
19	Pompa 3	PU-03	2	\$ 4,268.00
20	Pompa 4	PU-04	2	\$ 4,268.00
21	Pompa 5	PU-05	2	\$ 4,268.00
22	Pompa 6	PU-06	2	\$ 4,268.00
23	Pompa 7	PU-07	2	\$ 4,268.00
24	Pompa 8	PU-08	2	\$ 4,268.00
25	Pompa 9	PU-09	2	\$ 4,268.00
26	Pompa 10	PU-10	2	\$ 4,268.00
27	Pompa 11	PU-11	2	\$ 4,268.00
28	Pompa 12	PU-12	2	\$ 4,268.00

4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 32,000 ton/tahun

Pabrik beroperasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2022
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 15,200,-
Upah pekerja asing	= \$ 20/ <i>man hour</i>
Upah pekerja Indonesia	= Rp 12,000/ <i>man hour</i>
1 man hour asing	= 2 <i>man hour</i> Indonesia
5% tenaga asing	= 95% tenaga Indonesia

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

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

Tabel 4. 28 *Physichal Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 27.352.143.284	\$ 1.799.483
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 6.838.035.821	\$ 449.871
3	Instalasi cost	Rp 4.102.821.493	\$ 269.922
4	Pemipaan	Rp 14.667.586.836	\$ 964.973
5	Instrumentasi	Rp 3.384.827.731	\$ 222.686
6	Insulasi	Rp 991.515.194	\$ 65.231
7	Listrik	Rp 4.102.821.493	\$ 269.922

Lanjutan Tabel 4. 29 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>			
8	Bangunan	Rp 15.927.500.000	\$ 1.047.862
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 19.306.500.000	\$ 1.270.164
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 96.673.751.851	\$ 6.360.115

Tabel 4. 30 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 19.334.750.370	\$ 1.272.023
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 116.008.502.221	\$ 7.632.138

Tabel 4. 31 *Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 116.008.502.221	\$ 7.632.138
2	Kontraktor	Rp 5.800.425.111	\$ 381.607
3	Biaya tak terduga	Rp 11.600.850.222	\$ 763.214
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 133.409.777.554	\$ 8.776.959

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 4. 32 *Total Working Capital Investment (WCI)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 76.269.994.604	\$ 5.017.763
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 43.984.397.962	\$ 2.893.710
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 87.968.795.925	\$ 5.787.421
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 106.123.636.364	\$ 6.981.818
5	<i>Available Cash</i>	Rp 87.968.795.925	\$ 5.787.421
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 402.315.620.779	\$ 26.468.133

4.8.3.1 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries dan Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 4. 33 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 838.969.940.642	\$ 55.195.391
2	<i>Labor</i>	Rp 1.053.000.000	\$ 69.276
3	<i>Supervision</i>	Rp 105.300.000	\$ 6.928
4	<i>Maintenance</i>	Rp 8.004.586.653	\$ 526.618
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.200.687.998	\$ 78.993
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 11.673.600.000	\$ 768.000
7	<i>Utilities</i>	Rp 31.482.716.572	\$ 2.071.231
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 892.489.831.865	\$ 58.716.436

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4. 34 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 157.950.000	\$ 10.391
2	<i>Laboratory</i>	Rp 105.300.000	\$ 6.928
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 526.500.000	\$ 34.638
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 58.368.000.000	\$ 2.940.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 59.157.750.000	\$ 2.991.957

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4. 35 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 13.340.977.755	\$ 877.696
2	<i>Property taxes</i>	Rp 1.334.097.776	\$ 87.770
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.334.097.776	\$ 87.770
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 16.009.173.306	\$ 1.053.235

Tabel 4. 36 Total Manufacturing Cost (TMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 892.489.831.865	\$ 58.716.436
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 59.157.750.000	\$ 2.991.957
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 16.009.173.306	\$ 1.053.235
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 967.656.755.172	\$ 62.761.629

4.8.3.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran– pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

Tabel 4. 37 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 29.029.702.655	\$ 1.909.849
2	<i>Sales expense</i>	Rp 48.382.837.759	\$ 3.183.081
3	<i>Research</i>	Rp 33.867.986.431	\$ 2.228.157
4	<i>Finance</i>	Rp 16.071.761.950	\$ 1.057.353
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 127.352.288.795	\$ 8.378.440

Tabel 4. 38 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 967.656.755.172	\$ 62.761.629
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 127.352.288.795	\$ 8.378.440
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 1.095.009.043.966	\$ 71.140.069

4.8.4 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.167.360.000.000

Total biaya produksi : Rp 1.094.009.043.966

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp 72.350.956.034

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 50 % x Rp 72.350.956.034

: Rp 36.175.478.017

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 36.175.478.017

4.8.5 Analisis Kelayakan

1. *Return on Investment (ROI)*

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan

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

a. ROI sebelum pajak (ROI_b)

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

$$\text{ROI}_b = 54,23 \% \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

b. ROI setelah pajak (ROI_a)

$$\text{ROI}_a = 27,12 \% \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak + Depresiasi}}$$

a. POT sebelum pajak (POT_b)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimum adalah 2 tahun. (Aries & Newton, 1955).

$$\text{POT}_b = 1,56 \text{ tahun} \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

b. POT setelah pajak (POT_a)

$$\text{POT}_a = 2,69 \text{ tahun} \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

3. *Break Even Point (BEP)*

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40 – 60 %.

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

Tabel 4. 39 Annual Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 13.340.977.755	\$ 877.696
2	Property taxes	Rp 1.334.097.776	\$ 87.770
3	Insurance	Rp 1.334.097.776	\$ 87.770
Fixed Cost (Fa)		Rp 16.009.173.306	Rp 1.053.235

Tabel 4. 40 Annual Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw material	Rp 838.969.940.642	\$ 55.195.391
2	Packaging & shipping	Rp 58.368.000.000	\$ 3.840.000
3	Utilities	Rp 31.482.716.572	\$ 2.071.231
4	Royalties and Patents	Rp 11.673.600.000	\$ 768.000
Variable Cost (Va)		Rp 940.494.257.214	Rp 61.874.622

Tabel 4. 41 Annual Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Labor cost	Rp 1.053.000.000	\$ 69.276
2	Plant overhead	Rp 526.500.000	\$ 34.638
3	Payroll overhead	Rp 157.950.000	\$ 10.391
4	Supervision	Rp 105.300.000	\$ 6.928
5	Laboratory	Rp 105.300.000	\$ 6.928
6	General Expense	Rp 127.352.288.795	\$ 8.378.440
7	Maintenance	Rp 8.004.586.653	\$ 526.618
8	Plant supplies	Rp 1.200.687.998	\$ 78.993
Regulated Cost (Ra)		Rp 138.505.613.446	Rp 9.112.211

Tabel 4. 42 Annual Sales Cost (Sa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Annual Sales Cost	Rp 1,167,360,000,000	\$ 76,800,000
Annual Sales Cost (Sa)		Rp 1,167,360,000,000	\$ 76,800,000

Dari hasil perhitungan di dapatkan BEP sebesar 44,31%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%–60%, sehingga pabrik memenuhi kelayakan.

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$\text{SDP} = \frac{0.3 \times \text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - (0,7 \times \text{Ra})} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = 31,98 \%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 Tahun).

Umur pabrik (n)	: 10 tahun
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	: Rp 133.409.777.554
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	: Rp 402.315.620.779
<i>Salvage value (SV) = Depresiasi</i>	: Rp 13.340.977.755
<i>Cash flow (CF)</i>	: Rp 65.588.217.722

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error* dimana nilai

R harus sama dengan S.

Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$\frac{(WC + FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = [(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i : 0,1250$

DCFR : 12,44 %

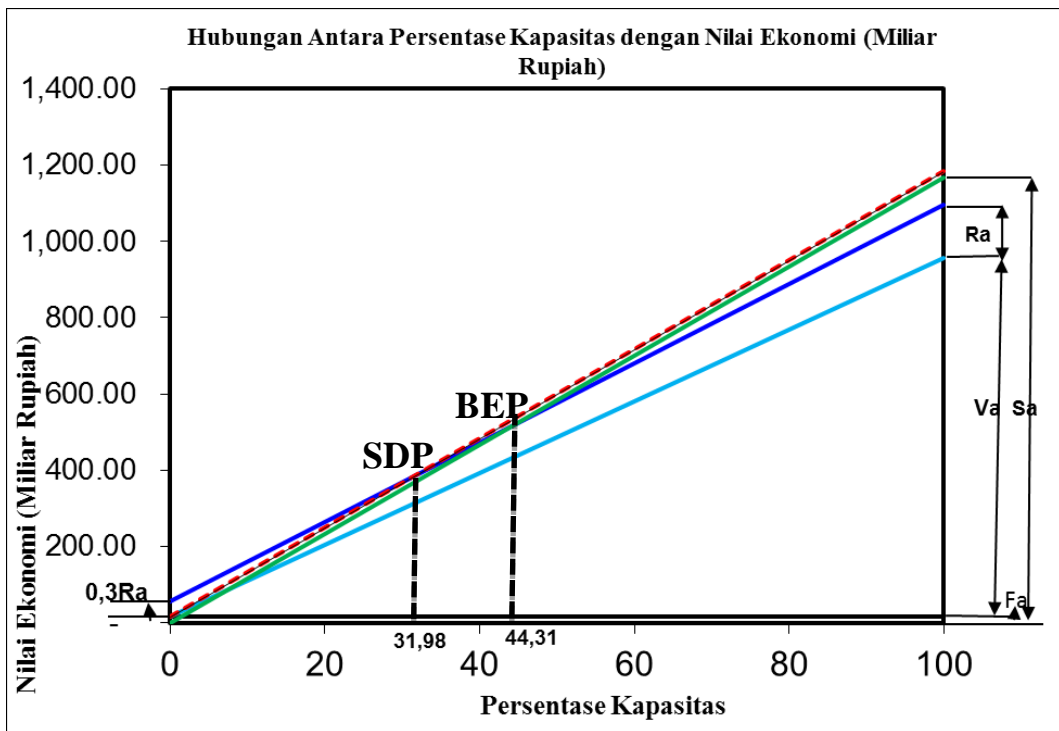
Minimum nilai DCFR : 1.5 x bunga pinjaman bank (Aries Newton)

Bunga bank : 5,5 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 5,5\% = 8,25\%$)

(Didasarkan pada suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 5,5% berlaku mulai Agustus 2018)

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1.5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 5,5\% = 8,25\%$).



Gambar 4. 9 Grafik BEP

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pra rancangan pabrik Fosgen dari karbon monoksida dan klorin dengan kapasitas 32.000 ton/tahun, dapat disimpulkan bahwa :

1. Pabrik Fosgen digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) tinggi, selain itu bahan baku gas karbon monoksida bersifat beracun dan mudah terbakar, produk fosgen mempunyai sifat beracun.
2. Pabrik Fosgen didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan import, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi
3. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Cilegon, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena berlokasi di kawasan industri.
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - a. Keuntungan yang diperoleh yaitu keuntungan sebelum pajak Rp 72 Milyar/tahun, dan keuntungan setelah pajak (50%) sebesar Rp 36 Milyar/tahun.

b. *Return On Investment (ROI)* :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 54,23 %, dan ROI setelah pajak sebesar 27,12%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi >44% (Aries & Newton, 1955).

c. *Pay Out Time (POT)* :

POT sebelum pajak selama 1,56 tahun dan POT setelah pajak selama 2,69 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimal adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

d. *Break Event Point (BEP)* pada 44,31%, dan *Shut Down Point (SDP)* pada 31,98%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 12,44%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik fosgen dari karbon monoksida dan klorin dengan kapasitas 32.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

5.2 **Saran**

Perancangan suatu pabrik kimia memerlukan pemahaman konsep-konsep dasar agar dapat meningkatkan kelayakan pendirian pabrik tersebut. Contohnya adalah optimasi pemilihan alat proses atau alat penunjang dan bahan baku sehingga dapat memperoleh keuntungan yang lebih. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan pada masa mendatang didirikan pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

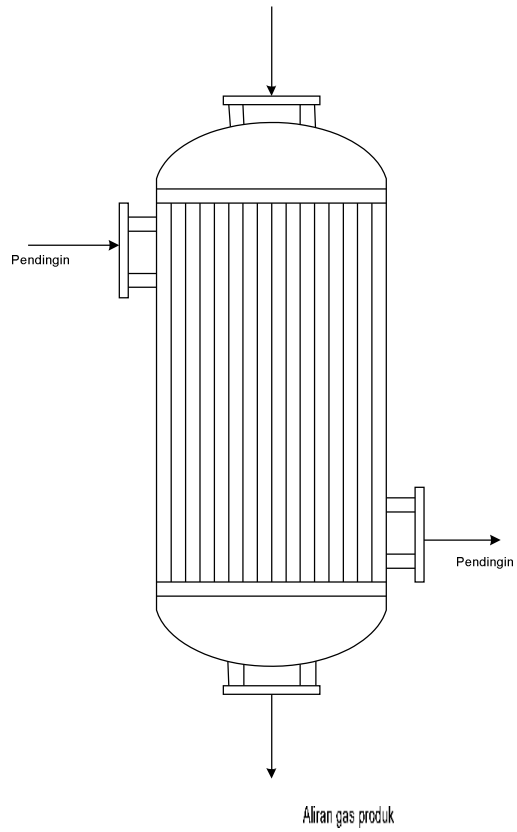
DAFTAR PUSTAKA

- Abrahamsson, U.S Patent 5693853, 1997
- Aries, R.S., and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Badan Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2010-2014.
- Brown, GG and Foust, AS. "*Unit Operation*". John Willey and Sons Inc. New York. 1961.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "*Process Equipment Design*", 2nd Ed., John Willey and Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering Design*", 6nd Ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.
- Faith, Keyes & Clark., "*Industrial Chemical*", 4th ed, John Willey and Sons, Inc., New York, 1955.
- Fogler, H. Scott, "*Elements of Chemical Reaction Engineering*", Third edition, Prentice-Hall International, Inc.,USA, 1999.
- Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1983.
- Kirk, K.E., and Orthmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", John Willey and Sons. Inc., New York.
- Levenspiel, O. "*Chemical Reaction Engineering*". 2nd ed. John Willey and Sons Inc. New York. 1972.
- Noriyuki, Kunisi, European Patent Application EP 0796819A1, 1997

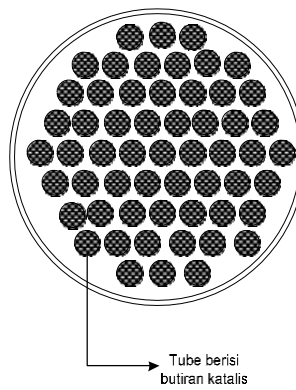
- Perry, J.H., and Chilton, C.H., “*Chemical Engineering Hand Book*”, 6th Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., “*Plant Design and Economic for Chemical Engineer’s*”, 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, “ *Introduction toChemical Engineering Thermodynamic’s* “, 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Stauffer, U.S Patent 5672747, 1997
- Treyball, E., “*Mass Transfer Operation*”, International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo
- Ullmann, “*Ullmann’s Encyclopedia of Indutrial Chemistry*”, Interscience Encyclopedia, Inc., New York, 1985
- Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo, 1959.
- Yaws, C.L., “*Chemical Properties Handbook*”, Mc Graw Hill Handbooks. New York, 1999.
- K, Sameer et all, “*Microfabricated Packed-Bed Reactor for Phosgene Synthesis*”, AIChE Journal, 2001
- www.dow.com/heattrans. “*Dowtherm A, Heat Transfer Fluid*”. diakses pada 15 Agustus 2018, pukul 21.34
- Matche. 2018. *equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada 24 Oktober 2018, pukul 20.30
- www.pajak.go.id/info-pajak. Diakses pada 24 Oktober 2018, pukul 20.28
- www.qerja.com. Diakses pada 24 Oktober 2018, pukul 20.50
- www.pln.co.id/tarif-tenaga-listrik/. Diakses pada 24 Oktober 2018, pukul 21.10

LAMPIRAN A

REAKTOR



Gambar1.Reaktor tampak depan



Gambar2.Reaktor tampak atas

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara Karbonmonoksida

Dan klorin untuk membentuk fosgen konversi 90%

Jenis : Reaktor *Fix Bed Multitube*

Kondisi operasi : Tekanan : 9 atm.

Suhu : 77°C

Reaksi : Eksotermis

Katalis : Karbon aktif

Tujuan :

1. Menentukan Jenis Reaktor
2. Menyusun persamaan laju Reaksi *Overall*
3. Persamaan-persamaan matematis reaktor
4. Menentukan media pendingin
5. Menghitung koefisien perpindahan panas
6. Data-data fisis bahan
7. Menghitung Pressure Drop
8. Menghitung berat katalis
9. Menentukan dimensi reaktor

Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a) Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b) Umur katalis panjang 12-15 bulan
- c) Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang

besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal

- d) Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e) Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

(Hill, hal 425-431)

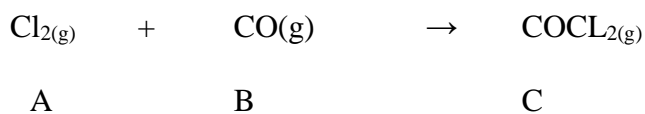
A. Uraian proses

Reaksi klorin dan karbon monoksida menjadi fosgen pada suhu dibawah 200°C adalah irreversible(searah) dengan katalis padat yaitu karbon aktif. Reaksi terjadi pada permukaan padatan katalis sedangkan reaktan masuk reactor pada fasegas. Kondisi operasi reactor ini adalah *isothermal, non- adiabatis, eksotermis*, suhu gas didalam reactor 77 C dan tekanan 9 atm. Konversi reaktan menjadi fosgen sebesar 90%.

B. Menyusun Persamaan Reaksi

a. Persamaan Reaksi

Ditinjau reaksi :



Reaksi Pembentukan fosgen dirumuskan sebagai :

$$r_m = k p_{\text{CO}} \left[\frac{p_{\text{Cl}_2}}{(A p_{\text{CO}} + p_{\text{COCl}_2})} \right]^m$$

(5 Synthesis and formation of phosgene. (1996)

dengan:

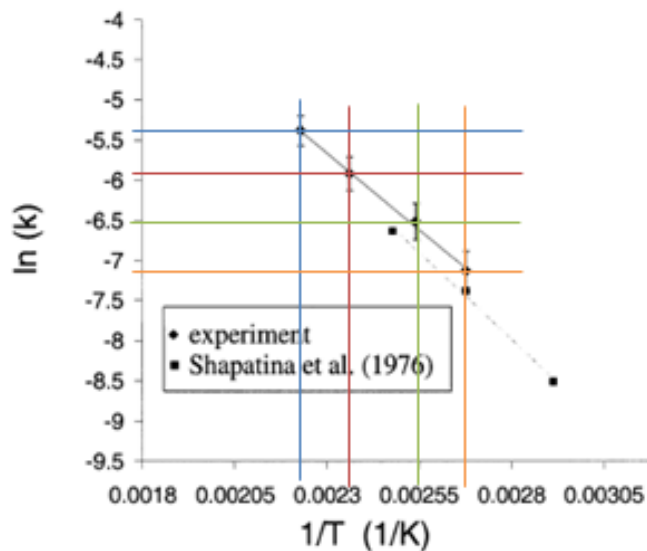
p_{Cl_2} = partial pressure Cl₂

- p_{CO} = partial pressure CO
- p_{COCl_2} = partial pressure $COCl_2$
- k = konstanta kinetika reaksi pembentukan fosgen
- m = 1/4
- A = 0,02

Reaksi berjalan pada suhu 77-180°C sehingga reaksi berjalan searah atau tidak ada reaksi dekomposisi fosgen menjadi karbon monoksida dan klorin. Sehingga hanya berlaku rumus reaksi pembentukannya saja.

(Ullman, 1985)

b. Konstanta Kinetika Reaksi



Gambar 6.3 Grafik konstanta kinetika reaksi

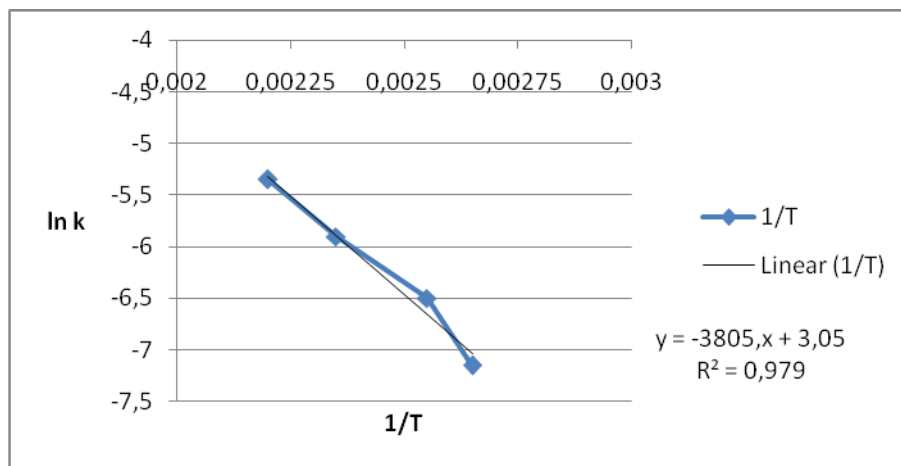
Sumber: *jurnal microfabricated phosgene*

Apabila data konstanta kecepatan reaksi diatas diplotkan kedalam table 6.1

Tabel 6.1 konstanta kinetika reaksi

	ln (k)	1/T
1	-5.35	0.0022
2	-5.9	0.00235
3	-6.5	0.00255
4	-7.15	0.00265

Dari grafik 6.1 dan table 6.1 dicari dengan persamaan harga k dengan cara regresi linier, seperti terlihat pada gambar 6.2



Gambar 6.2 grafik persamaan regresi linier konstanta kinetika reaksi pembentukan fosgen

Sehingga diperoleh persamaan reaksi $y = bx + a$ dengan $a = 3,05$ dan $b = -3805$, dan x adalah suhu ($1/T$) dalam satuan Kelvin.

C. Menghitung neraca massa komponen pada reaktor.

- Waktu operasi = 330 hari/tahun

- Kapasitas = 32.000 ton/tahun

$$= \frac{32000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 4040,4040 \text{ kg/jam}$$

Perbandingan umpan masuk reaktor adalah

· Umpan masuk reaktor

Tabel 6.2 Umpan masuk reaktor

Komponen	%massa	kg/jam	kmol/jam
CO	0,4214	1145	40,8883
Cl ₂	0,4666	321,4634	45,2765
COCl ₂	0,0086	82,1611	0,8299
H ₂	0,1034	20,0733	10,0367
Total	1,0000	4461,7415	97,0314

· Reaksi

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi searah dengan konversi 90%. Secara stoikiometri

	CO	+	Cl ₂	→	COCl ₂
Mula	50,197		46,1972		0
Reaksi	41,577		41,5774		41,5774
Akhir	8,197		4,61972		41,5774

· Komposisi gas keluar reaktor

COCl₂ = Produk hasil reaksi 41,5774 kmol/jam

CO = CO mula-mula – CO bereaksi
= 8,197 kmol/jam

Cl₂ = Cl₂ mula-mula – Cl₂ bereaksi
= 4,61972 kmol/jam

H₂ → H₂ masuk = H₂ keluar = 12,181 kmol/jam

Tabel 6.3 Hasil Keluaran Reaktor

Komponen	% massa	kg/jam	kmol/jam
CO	0,0025	3,9040	0,1394
Cl ₂	0,0804	321,4634	4,5277
COCl ₂	0,7388	4116,3007	41,5788
H ₂	0,1783	20,0733	10,0367
Total	1,0000	4461,7415	56,2825

D. Menghitung neraca panas komponen pada reaktor.

Menghitung panas reaksi

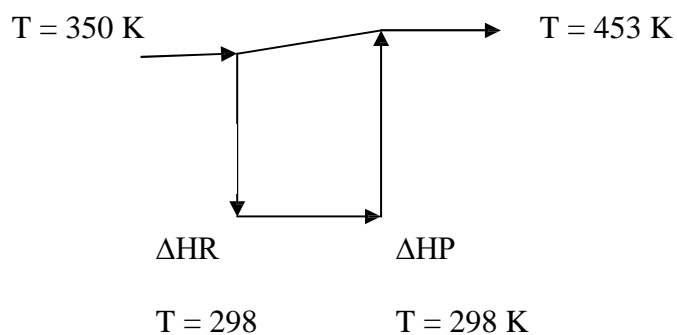
$$Q = \Delta H^{\circ} R + \Delta H^{\circ} R^{298} + \Delta H^{\circ} P$$

Keterangan : Q = panas reaksi total

$\Delta H^{\circ} R$ = panas gas masuk reaktor

$\Delta H^{\circ} P$ = panas gas keluar reaktor

$\Delta H_{R^{298}}$ = panas reaksi standar pada 298 K



Data ΔH_f untuk masing masing komponen pada 298 K adalah sebagai berikut;

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
CO	-110.5	-110500
Cl ₂	0	0
COCl ₂	-219.1	-219100
H ₂	-0,13	-130

(Coulson, 1983)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R^{\circ} 298 &= \Delta H^{\circ}R - \Delta H^{\circ}P \\
 &= \Delta H_f \text{ COCl}_2 - (\Delta H_f \text{ CO} + \Delta H_f \text{ Cl}_2) \\
 &= -219100 - (-110500+0) \\
 &= -108600 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$\Delta H_R^{\circ} 298$ bernilai negativesehinggareaksi ini bersifat eksotermis.

E. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reactor jenis *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat.
2. Menggunakan katalis karbon aktif yang berumur panjang.
3. Ukuran karbon aktif (4mm) lebih sesuai untuk reactor *fixedbed* yang mempunyai batasan ukuran katalis 2– 5 mm.
4. *Pressure Drop* gas pada *fixedbed* lebih kecil dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*.
5. Kehilangan katalis termasuk kecil kemungkinannya jika dibandingkan

dengan reactor *fluidized bed*.

6. Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
7. Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relative murah.

(Charles G Hill, p 425-431)

Kondisi operasi reaktor:

- a. Non isothermal dan non adiabatik
- b. $P = 1,35 \text{ atm}$
- c. $T = 350-453 \text{ K}$

F. Menentukan kondisi umpan

Kondisi campuran gas yang bereaksi didalam reaktor setiap saat mengalami perubahan untuk tiap increment panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menghitung berat molekul umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$BM \text{ campuran} = \sum(Bm_i \cdot y_i)$$

Dengan :

Bm_i = berat molekul komponen i, kg/kmol

y_i = fraksi mol gas i

Komponen	BMi	Massa	Mol	y_i	$y_i \cdot \text{BMi}$
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)		
CO	28,0000	1144,873	40,8883	0,4214	11,7990
Cl ₂	71,0000	321,4634	45,2765	0,4666	33,1298
COCl ₂	99,0000	82,161	0,8299	0,0086	0,0002
H ₂	2,0000	20,073	10,0367	0,1034	0,2069
Total		4461,7415	97,0314	1,0000	45,9824

Diperoleh $B_{m,avg}$ umpan = 45,9824 kg/kmol

2. Menghitung volume reactor dan densitas umpan

$$PV = nRT$$

$$n = 102,1457 \text{ kmol/jam} = 28,3738 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,0567 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K} = 0,082 \text{ atm.cm}^3/\text{kmol K}$$

$$P = 1,35 \text{ atm} = 19,845 \text{ psi}$$

$$T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = 350 \text{ K}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = \frac{26,9531 \times 82,0567 \times 350}{1,35} = 573400,7051 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{RT}$$

$$\rho = 0.002 \text{ gr/cm}^3 = 2.0186 \text{ kg/m}^3$$

3. Menghitung viskositas umpan μ

Untuk menghitung viskositas umpan digunakan persamaan yang diperoleh dari

Yaws, 1999, yaitu $\mu_i = A + BT + CT^2$

μ_i =viskositas gas, mikropoise

T =suhu umpan, K

Komponen	A	B	C
CO	35.086	5.0651E-01	-1.3314E-04
Cl ₂	-3.571	4.8700E-01	-8.5300E-05
COCl ₂	-37.045	5.1974E-01	-1.9479E-05
H ₂	27.758	2.1200E-01	-3.2800E-05

Komponen	y _i	η gas	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
CO	0.4214	1.9605E+02	1.9605E-05	0.070579746	1.70803E-05
Cl ₂	0.4666	1.5643E+02	1.5643E-05	0.05631471	1.36282E-05
COCl ₂	0.0086	1.4248E+02	1.4248E-05	0.051292016	1.24127E-05
H ₂	0.1034	9.7940E+01	9.7940E-06	0.0352584	8.53253E-06
Total	1.0000	592.9024	0.0001	0.2134	0.0001

Komponen	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	η gas mikropoise
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	
CO	0.000009	0.0333	0.000008	82.6160
Cl2	0.000007	0.0234	0.000006	72.9928
COC12	0.000000	0.0000	0.000000	0.0002
H2	0.000001	0.0040	0.000001	11.0116
Total	0.000016	0.0567	0.000015	157.5456

$$\mu_{gi \text{ campuran}} = 0.0000167 \text{ kg/m.s}$$

4. Menghitung konduktivitas panas umpan (KG)

KG dihitung menggunakan persamaan dari Yaws, 1999, yaitu :

$$K_G = A + BT + CT^2$$

KG = konduktivitas gas, W/m.K

T = suhu umpan, K

$$K_G = \sum (K_G \cdot x_i)$$

Komponen	A	B	C
CO	0.0015	8.2713E-05	-1.9171E-08
Cl2	-0.00194	3.83E-05	-6.35E-09
COC12	-0.0044	3.82E-05	1.93E-08
H2	0.03951	4.59E-04	-6.49E-08

Komponen	yi	k _{gas}	yi.k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
CO	0.4214	0.001804971	0.000851973
Cl ₂	0.4666	-0.001795376	-0.00074607
COCl ₂	0.0086	-0.004221047	-7.2029E-09
H ₂	0.1034	0.04125906	0.004638854
Total	1.0000	0.0370	0.0047

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 3,6813\text{E-}02 && \text{W/m.K} \\
 &= 0.1325 && \text{kJ/jam.m.K} \\
 &= 0.00317 && \text{kkal/jam.m.K} \\
 &= 0.00008793 && \text{kal/dtk.cm.K}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan kapasitas panas umpan (C_p)

Komponen	A	B	C	D	E
CO	29.556	-6.5807E-03	2.0130E-05	-1.2227E-08	2.2617E-12
Cl ₂	27.213	3.0426E-02	-3.3353E-05	1.5961E-08	-2.7021E-12
COCl ₂	20.747	1.7972E-01	-2.3242E-04	1.4224E-07	-3.3087E-11
H ₂	25.399	2.0178E+00	-3.8549E-05	3.1880E-08	-8.7585E-12
delta	25.72875	0.555341325	-0.00007105	4.44635E-08	-1.05715E-11

Komponen	yi	BM	Cp	Cp	Cpi = yi.Cp
		(kg/kmol)	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
CO	0.4720	28.0000	29.22838701	1.043870965	0.492722597
Cl2	0.4156	71.0000	34.42013699	0.484790662	0.201455279
COCl2	0.0000	99.0000	60.77957821	0.613935133	1.04763E-06
H2	0.1124	2.0000	728.1421703	364.0710851	40.93337528
TOTAL	1.0000	200.0000	852.5703	366.2137	41.6276

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
CO	1144,8728	665.1755063	13.79623272
Cl2	3214,6343	607.1297072	14.30332483
COCl2	82,1611	1.80781E-08	0.000103716
H2	20,0733	940.1972928	81.86675056
TOTAL	4461,7415	2212.5025	109.9664

Cp campuran = 104,2145 kJoule/kmol K

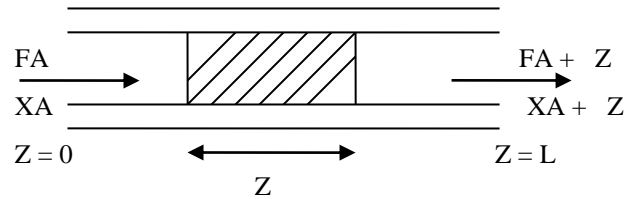
= 1987,1565 kJoule/jam K

= 38,3298 kJoule/kg K

G. Penyusunan Model Matematis

Neracamaapadaelemen volumetube

Profil aliran gas dalam tube



1. Menentukan profil perubahan konversi terhadap panjang tube reaktor

Neraca massa dalam elemen volum ΔV ,

Laju input – laju output – lajureaksi = laju akumulasi

Padakeadaan steady state lajuakumulasi = 0, maka

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

$\Delta W = \Delta V_t \rho$, maka

$$Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-r_A)\Delta V_t \rho = 0$$

Dimana :

$$\Delta V_t = Nt \cdot A \cdot \Delta Z \quad A = \frac{\pi}{4} \cdot Dit^2$$

$$\rho_B = \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

$$Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Dit^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) = 0$$

$$\frac{Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Dit^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}{\Delta Z} = 0$$

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.D_{it}^2.\rho.(1-\varepsilon)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} -\frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta Z} = (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.D_{it}^2.\rho.(1-\varepsilon)$$

$$\frac{-dF_A}{dZ} = (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.D_{it}^2.\rho.(1-\varepsilon)$$

dimana : $F_A = F_{A0} (1 - X_A)$

$$dF_A = dF_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -dF_{A0}dX$$

maka $\frac{F_{A0}.dX}{dZ} = (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.D_{it}^2.\rho.(1-\varepsilon)$

Persamaan(1)profilperubahankonversiterhadappanjang tube reaktor

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.D_{it}^2.\rho.(1-\varepsilon)}{F_{A0}}$$

Dalamhubunganini :

r_A = kecepatan reaksi (kgmol/kg katalis jam)

W = berat katalis (gr)

ε = porositas bed, = 0.5

F_{A0} = Lajualiran, (kmol / J)

T = suhu (K)

N_t = jumlah tube

D_{it} = diameter dalam, cm

Z = panjang tube dihitungdariatas (cm)

X = konversi

Untuk reaksi yang berlangsung pada fase gas, maka berlaku :

$$P_i = \frac{F_i}{F_t} \times P_t$$

Dimana : P_i = tekanan parsial komponen (atm)

P_t = tekanan total (atm)

F_i = laju alir mol komponen (kmol/j)

F_t = laju alir mol total (kmol/j)

2. Persamaan profil perubahan temperature terhadap panjang reaktor

Reaktor jenis *fixedbed multitube* menyerupai alat penukar kalor, dimana gas mengalir di dalam tube – tube yang berisi katalisator dan media pendingin atau fluida dingin mengalir dibagian shell secara berlawanan arah (Counter Current).

Asumsi : Steady state

Laju panas masuk – Laju panas keluar + panas yang diserap pendingin = 0

$$H_{in} - H_{out} - Q = 0$$

$$\text{Jika } dQ = U (T - T_s) dA$$

$$\Delta H = \sum (F_i C_{pi}) dT - (\Delta H_r) F_{A0} dX$$

$$dA = \pi D dt dZ$$

$$\sum (F_i C_{pi}) dT - (\Delta H_r) F_{A0} dX - U (T - T_s) dA = 0$$

$$\sum (F_i C_{pi}) dT = (\Delta H_r) F_{A0} dX + U (T - T_s) \pi D dt dZ$$

$$\frac{\sum (F_i C_{pi}) dT}{dZ} = (\Delta H_r) F_{A0} \frac{dX}{dZ} + U (T - T_s) \pi D dt$$

Untuk semua tube :

Persamaan(2) profil perubahan temperature terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta Hr)F_{A0} \frac{dX}{dZ} + U(T - T_s)\pi \cdot Dit \cdot Nt}{\sum F_i \cdot Cp_i}$$

Panas reaksi pada suhu T dapat dihitung dengan persamaan :

$$\Delta Hr = \Delta Hr_{298} + \int_{298}^T (\sum Cp) dT$$

$$\Delta Hr = \Delta Hr_{298} + \int_{298}^T (\sum Cp) dT$$

$$\Delta Hr \text{ total} = \Delta Hr_{298} + \int_{298}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$\Delta Hr \text{ total} = (\Delta Hr_{298} + A(T-298) + B/2 (T^2-298^2) + C/3 (T^3-298^3) + D/4 (T^4-298^4) + E/5 (T^5-298^5))$$

3. Menentukan persamaan profil perubahan temperature pendingin terhadap panjang reaktor

Lajupendingin input – lajupendingin output + panasdari tube + akumulasi = 0

Padakeadaan steady state akumulasi = 0 maka :

$$W_s \cdot Cp_s \cdot dT_s \Big|_{z+\Delta z} - W_s \cdot Cp_s \cdot dT_s \Big|_z + U (T - T_s) \pi \text{ Dit } Nt \Delta Z = 0$$

$$\frac{W_s \cdot Cp_s (dT_s \Big|_{z+\Delta z} - dT_s \Big|_z)}{\Delta Z} = - U (T - T_s) \pi \text{ Dit } Nt$$

Persamaan (3)profilperubahan temperature pendinginterhadappanjang tube reaktor

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{- U \cdot (T - T_s) \cdot \pi \cdot \text{Dit} \cdot Nt}{W_s \cdot Cp_s}$$

Dengan hubungan :

W_s = jumlah pendingin, lb/jam

C_{ps} = kapasitas panas pendingin, lb/jam ft

4. Menentukan persamaan profil perubahan tekanan di sepanjang reaktor

Pressure drop pada reaktor fixed bed multi tube

dapat diturunkan dari persamaan Ergun (Hill, 1977)

$$\frac{P_o - P_z}{Gt} \cdot \rho \cdot \frac{IDt}{H} \cdot \frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} = \frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75$$

$$\frac{P_o - P_z}{H} = \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

dimana :

$H = \Delta Z$ (panjang tube)

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{P_o - P_z}{\Delta z} = - \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

Persamaan (4) profil perubahan tekanan terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

dimana:

ρ = densitas campuran gas (kg/m^3)

μ = viskositas campuran gas (kg/m.jam)

H. Menentukan jenis dan ukuran tube

Diameter reactor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator di bandingkan dengan pipa kosong (hw/h) yang telah diteliti oleh Colburn's, yaitu:

Dp/Dt	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
hw/h	5.50	7.00	7.80	7.50	7.00	6.60

(Smith, ChemKinetikEng, P.571)

Dipilih $D_p/D_t = 0.15$, karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar.

Dimana :

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis.

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong.

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga $D_t = 2,67$ cm.

Dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standart :

Ukuran tube ditentukan dengan cara memilih pada table 10, Apendix D.Q Kern halaman 843 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Ukuran pipa (IPS)	=	1.25	in	3.175	cm
OD	=	1.66	in	4.2164	cm
ID	=	1.38	in	3.5052	cm
Flow area per pipe	=	1.50	in ²	9.6774	cm ²

$$\begin{aligned} \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Surface per lin ft} &= 0.435 \quad \text{ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

Aliran dalam pipa adalah aliran turbulen maka $N_{re} = 4200$

$$\begin{aligned} N_{re} &= 4200 \quad (\text{nilai RE yg biasa dipakai di fase gas}) \\ \mu &= 0,000167 \quad \text{g/cm.dtk} \\ D_t &= 3,5052 \quad \text{cm} \\ G \text{ (umpan total)} &= 4461,7415 \quad \text{kg/jam} \\ &= 12393,3726 \quad \text{gr/dtk} \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan massa per satuan luas (G_t)

$$G_t = \frac{\mu N_{re}}{D_t} = 0,1953 \text{ gr/cm}^2 \text{ s} = 7030,4173 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}$$

Mencari luas penampang total (A_t)

$$A_t = \frac{G}{G_t} = 6346,3394 \text{ cm}^2 = 0,6346 \text{ m}^2$$

Mencari luas penampang segitiga (A_0)

$$A_0 = \frac{\pi}{4} ID^2 = 9.6448 \text{ cm}^2 = 0.00096 \text{ m}^2$$

N_t (jumlah pipa maximal)

$$\begin{aligned} N_{tmax} &= \frac{A_t}{A_0} = 658 \text{ buah} \\ \rho_b &= 0,9450 \quad \text{g/cm}^3 \\ \rho_g &= 0,0021614 \quad \text{g/cm}^3 \\ g &= 9,81 \quad \text{m/s}^2 \\ D_p &= 0,4 \quad \text{cm} \end{aligned}$$

Katalis Karbon Aktif

$$\begin{aligned} \text{bentuk} &= \text{Granula (bola)} \\ Re &= 4200 \end{aligned}$$

$$Fd = 0.4 \quad (\text{fig.69 brown P.76})$$

$$V_{min} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)gDp}{3 \cdot \rho_g \cdot f d}} = 755,3543 \text{ cm/detik}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g} = 573400,7051 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$At = \frac{Q}{V_{min}} = 759,1149 \text{ cm}^2$$

$$Nt_{min} = \frac{At}{Ao} = 79 \text{ buah}$$

$$\text{Diambil } Nt = 550 \text{ buah}$$

I. Menentukan diameter shell dan jumlah tube

T =	383	K
μ_s =	18,8260	gr/cm jam
=	0,00523	gr/cm det
=	1,2650	lb/ft.jam
CPs =	0,2506	Cal/gr K
=	115,5475	btu/lb.F
=	1,0490	J/gr K
Ks =	1,1336	Btu/ft.jam.F

Menghitung bilangan Reynold di shell (Res)

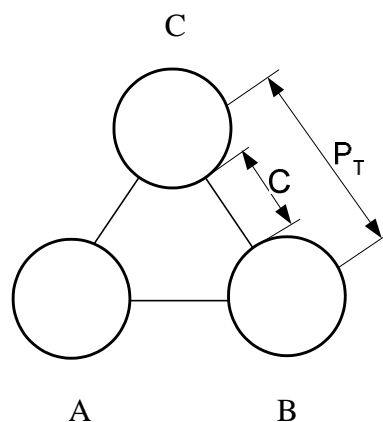
IDs = diameter dalam shell	=	51,1121	in
B = baffle spacing (0.25*IDs) kern,1965	=	12,7780	in
PT = pitch tube	=	2,08	in
C' = jarak antar tube (clearance)	=	0,4150	in
Ws = laju aliran pendingin	=	20037	kg/jam

J. Menentukan susunan tube

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch, dengan alasan :

1. Turbulensi yang terjadi pada susunan segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan bujur sangkar, karena fluida yang mengalir diantara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
2. Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam shell pada susunan segi empat.

(Agra, S.W.,Perpindahan Panas, p 7-73)



$$\text{Luas } \Delta ABC = \frac{1}{2} \cdot AB \cdot CT$$

$$\text{Susunan tube} = \text{triangular}$$

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1.25 \times \text{ODt} = 2.075 \text{ in} = 5.2705 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{ODt} = 0,4150 \text{ in} = 9.1707 \text{ cm}$$

untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total)

$$\text{luas shell} = \text{Luas segitiga}$$

$$\boxed{\frac{\pi}{4} x D_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot P_t^2 \cdot \sin 60 \right)}$$

$$\boxed{\frac{\pi}{4} x ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot 0.866 \right)}$$

$$\text{Jadi :} \quad ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}}$$

$$= 5111,2081 \quad \text{cm}$$

$$= 51,1121 \quad \text{in}$$

$$= 1,2982 \quad \text{m}$$

Menentukan Jenis Pendingin

$$\text{Jenis} = \text{Downterm A}$$

$$T = 200 - 750 \text{ F} = (366.3 - 671.89 \text{ K}) = 15 \text{ C} - 400 \text{ C}$$

$$\text{BM} = 165 \text{ kg/kmol}$$

$$C_p = 0.1152 + 0.0003402 T \text{ cal/gr.K} \quad y = 0.003x + 1.45$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.3644 - 9.7073 \cdot 10^{-4} T \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 35.5898 - 6.04212 T \text{ (g/cm.J)}$$

$$\text{Kond. thermal } (k) = 1.512 - 0.0010387 T \text{ cal/g.cm.K}$$

Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan

$$W_p = \frac{Q_h}{C_p \times \Delta T}$$

Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan – persamaan yang digunakan untuk menentukan panjang reaktor :

Persamaan neraca massa pada elemen volume:

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(-ra) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDt^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}{F_{A0}}$$

Persamaan rancangan pada elemen volume :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(\Delta H_f) \cdot (-ra) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDt^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) + U \cdot (T - T_s) \cdot \pi \cdot ODt}{\sum(F_i - C_{pi})}$$

Persamaan rancangan pendingin :

$$\frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot (T - T_s) \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt}{W_s \cdot C_{ps}}$$

Persamaan pressure drop

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu \cdot camp}} + 1.75 \right]$$

Persamaan-persamaan diferensial diatas diselesaikan secara simultan menggunakan metode Runge Kutta. Perhitungan dihentikan ketika konversi sudah mencapai 90%.

Δz	0.1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	350.0000	370
0.10	0.150	350.0494	368.7541
0.20	0.202	350.0891	367.5869
0.30	0.248	350.1260	366.4931
0.40	0.286	350.1601	365.4684
0.50	0.359	350.1948	364.5086
0.60	0.422	350.2269	363.6098
0.70	0.477	350.2566	362.7685
0.80	0.524	350.2840	361.9809
0.90	0.578	350.3104	361.2438
1.00	0.624	350.3347	360.5541
1.10	0.662	350.3571	359.9087
1.20	0.692	350.3777	359.3050
1.30	0.730	350.3975	358.7402
1.40	0.760	350.4157	358.2120

1.50	0.782	350.4323	357.7180
1.60	0.798	350.4474	357.2560
1.70	0.821	350.4622	356.8240
1.80	0.837	350.4755	356.4201
1.90	0.848	350.4877	356.0424
2.00	0.854	350.4988	355.6894
2.10	0.867	350.5097	355.3593
2.20	0.875	350.5195	355.0507
2.30	0.879	350.5285	354.7622
2.40	0.881	350.5368	354.4926
2.50	0.888	350.5449	354.2406
2.60	0.892	350.5522	354.0051
2.70	0.894	350.5590	353.7849
2.80	0.895	350.5652	353.5792
2.90	0.898	350.5713	353.3869
3.00	0.900	350.5768	353.2073
3.10	0.901	350.5819	353.0394
3.20	0.904	350.5867	352.8825
3.30	0.918	350.5912	352.7359
3.40	0.924	350.5954	352.5989
3.50	0.928	350.5993	352.4709
3.60	0.929	350.6029	352.3513
3.70	0.937	350.6063	352.2395
3.80	0.940	350.6095	352.1351
3.90	0.942	350.6124	352.0376
4.00	0.943	350.6151	351.9465
4.10	0.947	350.6177	351.8613
4.20	0.949	350.6201	351.7818
4.30	0.950	350.6224	351.7075
4.40	0.951	350.6244	351.6381
4.50	0.953	350.6264	351.5732
4.60	0.954	350.6282	351.5127
4.70	0.955	350.6299	351.4561
4.80	0.955	350.6315	351.4032
4.90	0.956	350.6330	351.3538
5.00	0.957	350.6344	351.3077
5.10	0.960	350.6357	351.2646
5.20	0.961	350.6369	351.2243
5.30	0.968	350.6380	351.1867
5.40	0.972	350.6391	351.1516
5.50	0.974	350.6401	351.1188

5.60	0.974	350.6410	351.0881
5.70	0.978	350.6418	351.0595
5.80	0.980	350.6426	351.0328
5.90	0.981	350.6434	351.0078
6.00	0.982	350.6441	350.9844
6.10	0.984	350.6447	350.9627
6.20	0.985	350.6454	350.9423
6.30	0.986	350.6459	350.9233
6.40	0.986	350.6465	350.9055
6.50	0.987	350.6470	350.8889
6.60	0.988	350.6474	350.8734
6.70	0.988	350.6479	350.8589
6.80	0.988	350.6483	350.8454
6.90	0.989	350.6486	350.8328
7.00	1.0	350.6490	#DIV/0!

Resume :

konversi (X) =	0.90			
suhu gas masuk (Tin) =	350	K =	77.0000	C
suhu gas keluar (Tout) =	350	K =	77.000	C
Z (panjang pipa tube) =	3,00	m =	187.0079	in
tekanan masuk (P in) =	9	Atm		
tekanan keluar (P out) =	9	atm		
diameter shell (IDS) =	1.30	m =		
suhu pendingin masuk (Ts in)	353	K =	80	C
suhu pendingin keluar (Ts out)	370	K =	97	C

K. Mechanical Design

1. Tube

IPS	=	1,25	in
OD	=	1,66	in
Sc. Number	=	40	
ID	=	1,380	in
Flow area per pipe	=	1,500	in ²
Surface per lin ft :			
Outside	=	0,435	ft ² /ft
Inside	=	0,362	ft ² /ft
Weight per lin ft	=	2,2800	lb steel
Panjang pipa	=	187	in
Susunan pipa	=	Triangular pitch	
Jumlah pipa	=	550	buah
Pitch (jarak antara 2 pusat pipa)	=	2,075	in
Clearance (jarak antara 2 pipa)	=	0,415	in

Cek SC yang dipilih

Untuk sc number 40

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

ID = 1,38 in

ODt = 1,66 in

Ketebalan = 0,14 in

Tebal tube = 0,12595 in

Dari table 13.1, halaman 251 Brownell, 1959 diperoleh

Tekanan yang diijinkan (f) = 17000 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85 (double welded butt joint, table 13.2 Brownell)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

1. Shell

a. Tekanan design (maksimal over design 20%)

Tekanan operasi = 1,35 atm
= 19,85 psi
= 1,3679 bar

Tekanan design = 23,8140 psi
= 9,1140 psig

b. Bahan konstruksi shell

Dipilih material Stainless steel SA 167 grade 3

(Brownell, table 13.1 halaman 253)

Peritimbangan karena reaktor berisi gas beracun yang sangat korosif, dengan suhu operasi 77 C sampai 180° C.

c. Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

(Brownell Eq 13.1 page 254)

Dimana :

Ts = tebal dinding shell (in)

P = tekanan design (psi)

$r=(ID_s/2)$ = radius dalam shell (in)

E = efisiensi sambungan

f = *allowable working stress* (psi)

c = factor korosi (in)

Dari table 13.1 halaman 251 Brownell diperoleh

Tekanan yang diijinkan (f) = 17000 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85 (double welded butt joint, table 13.2

Brownell)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Dengan IDs = 51,121 in

Tebal shell (ts) = 0,1698 in

Dipilih tebal dinding standar = 0,1875 in

ODs = IDs + 2 (tebal shell)

= 51,4871 in

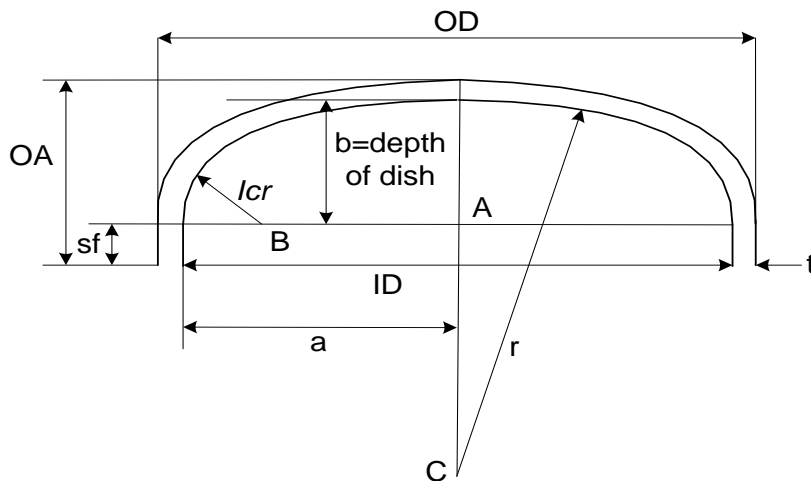
Dari table 5.7 Brownell, dipilih OD standar = 54 in

2. Head Reaktor

- a. Bentuk head : elliptical, digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

(Coulson halaman 818)

Digunakan untuk vessel dengan tekanan 15-200 psig, Brownell and Young



b. Bahan Konstruksi Head

Dipilih material Stainless Steel SA 167 Grade 3, pertimbangannya adalah reaktor berisi gas beracun, dan suhu operasi antara 20 sampai dengan 650 F.

c. Tebal Head (tH)

Untuk *elliptical dished head*, tebal head dihitung dengan persamaan 13.1

(Brownell and Young, 1959)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + c$$

Dimana :

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, psi

C = *Joint efficiency*, in

E = *Corrosion Allowance*, in

Dipilih material carbon steel SA grade C dari table table 13.1, halaman 251 Brownell

Tekanan yang diijinkan (f) = 17000 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85 (double welded butt joint, table 13.2
Brownell)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Tebal head reaktor = 0,1697 in

Dipilih tebal head standar = 0.1875

d. Tinggi Head

Dari tabel 5.6 brownell hal 88 dengan tH 0.25 in didapat sf $1\frac{1}{2}$ - $2\frac{1}{2}$ in

Perancangan digunakan sf = 0.5 in

$hH = th + b + sf$

= 10,6024 in

= 0.8832 ft

= 0.27m

3. Tinggi Reaktor

HF = Panjang tube + top tinggi head

= 320,4174 in

= 26,5946 ft

= 8,1386 m

4. Volume Reaktor (VR)

a. Volume head (VH) = $0.000076 \times ID^3 \dots$ (Eq 5.11, p.88

Brownell 1959)

= 3.3940 in³

$$= 0.0556 \text{ m}^3$$

$$\text{volume bed} = (\text{volume katalis}) / ((1 - \epsilon))$$

$$= 2,7901 \text{ m}^3$$

b. Volume total reaktor (VR)

$$\text{Volume total reaktor} = \text{Volume bed} + 2 \times \text{Volume head}$$

$$\text{Volume total reaktor} = 10,0557 \text{ m}^3$$

5. Diameter

Direncanakan diameter pipa masuk dan keluar sama, karena debit aliran sama

$$\text{Umpan masuk } G = 4386,7057 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,2185 \text{ kg/detik}$$

$$\rho_{\text{avg}} = 2,0186 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter Optimum} = 226 G^{0.5} \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson, 161})$$

$$= 246,8365 \text{ mm}$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

$$= 9,7180 \text{ inc}$$

$$\text{Diameter Standar yang dipakai} = 10 \text{ SN } 60$$

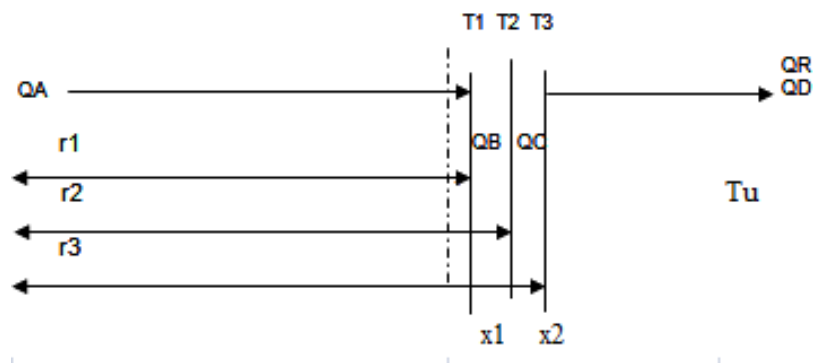
$$\text{OD} = 10.75$$

$$\text{ID} = 10,02$$

Isolator

Asumsi ;

1. Keadaan steady state
2. Suhu udara luar 30 °C
3. Suhu dingin luar isolator 50° C



r_1 = jari jari dalam shell

r_2 = jari jari luar shell

r_3 = jari jari luar setelah diisolasi

x_1 = tebal dinding shell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam shell = 175°C = 448 K

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu dinding isolator shell = 50 °C = 323 K

T_4 = suhu udara luar = 30 °C = 303 K

q_1 =konveksi bahan ke dinding shell

q_2 = konduksi dalam shell keluar shell

q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

interpolasi	nilai kis	interpolasi	nilai ks
	32 0.087		212 26
	122 x		355.94043 x
	212 0.111		1112 21
	x = 0.099		x = 25.2003
interpolasi	nilai v	interpolasi	nilai k
	400 0.0000259		400 0.03365
	401.4834527 x		401.4834527 x
	450 0.00003171		450 0.03707
	x = 0.00002607		x = 0.033751468
interpolasi	nilai Pr	interpolasi	nilai μ
	400 0.689		400 0.00002286
	401.4834527 x		401.4834527 x
	450 0.683		450 0.00002484
	x = 0.688821986		x = 0.00002292

Keadaan steady state $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 \quad 20,5341 \text{ in} \quad 0.5216 \text{ m}$$

$$r_2 \quad 24 \text{ in} \quad 0.6096 \text{ m}$$

$$L = \quad 4,75 \text{ m} \quad 4,75 \text{ m}$$

$$15,58 \text{ ft}$$

Konduksi

$$Q_B = (2.\pi.k_s.L) . (T_1 - T_2) = 8357,9406 x (T_1-T_2) \dots\dots\dots a$$

$$Q_C = (2.\pi.k_{is}.L) . (T_2 - T_3) = 5,1111 x (T_2 - T_3) / \ln(0,6858+x/0,6858) \dots\dots\dots b$$

Konveksi

Bilangan Gr pada L =

$$Gr = 7,9175 \times 10^{10}$$

$$Gr Pr = 5,4561 \times 10^{10} \text{ turbulen}$$

$$h = 1.31 * (\Delta T)^{1/3}$$

$$hc = 3.5559 \text{ W/m C}$$

$$QD = hc \cdot A \cdot (T3 - T4)$$

$$QD = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T3 - T4) = 2121,4422 \times (0.6858 + x) \dots\dots\dots c$$

Radiasi

$$Q_R = \epsilon \sigma A (T_3^4 - T_u^4)$$

$$Q_R = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_u^4) = 3986,5482 \times (0.6858 + x) \dots\dots\dots D$$

Kemudian ditrial dengan menggunakan persamaan a, b, c, dan d sehingga didapat:

$$T_2 = 444,4788 \text{ K}$$

$$x = 0.1529 \text{ m}$$

sehingga :

$$Q_D = 1617,6332$$

$$Q_R = 3039,8060$$

$$Q_C = 3084,5912$$

$$Q = Q_D + Q_R = 4657,4392$$

$$\text{Jadi tebal isolasi } x = 15.2916 \text{ cm}$$

$$T_2 = 444 \text{ K}$$

Bahan asbestos, dengan sifat-sifat (Holman, 1988)

$$\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577.0176678 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 0.117 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$c_p = 0.25 \text{ btu/lb F}$$

$$\epsilon = 0.96$$

Data yang diperlukan

Diameter shell, D	=	1.03667	M =	3.400289154	ft
tebal plat dinding shell, x1	=	1.25	In =	0.104166667	ft
suhu dinding shell, T1	=	175	C =	448	K
suhu isolator dalam, T3	=	50	C =	323	K
suhu isolator luar, T4	=	30	C =	303	K
Bahan dinding shell	=	Stainless Steel	K =	25.2003	btu/j/ft ² /F

$$h_r = 39,0946 \text{ btu/j/R/ft}^2 \quad 1.1820$$

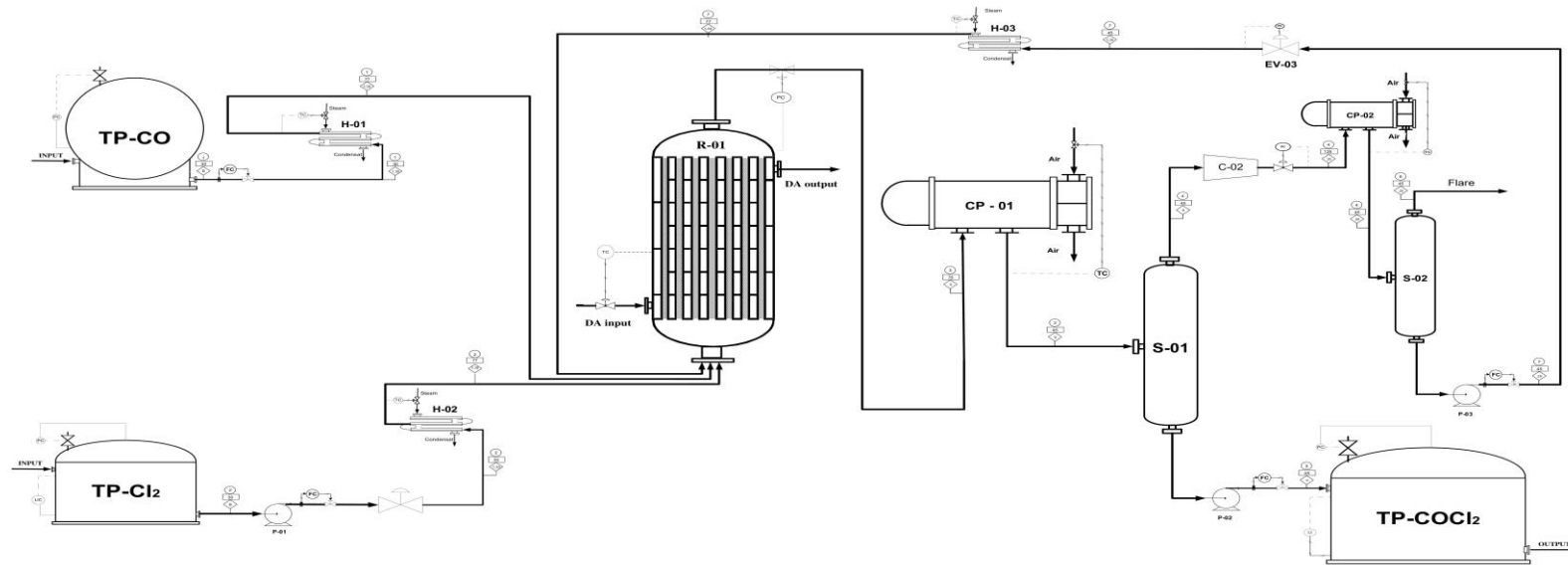
$$q_2 = 879,8543 \pi.L.(T_1 - T_2)$$

$$q_3 = 0,117 \pi.L \quad 3.6086$$

$$q_4 = 1429,9498 \pi.L \quad 3.6086$$

Lampiran B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KARBON MONOKSIDA DAN KLORIN
KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN



Komponen	No.Arus (kg/jam)							
	1	2	1,2,7	3	4	5	6	7
CO	1144.8728	-	1144.8724	3.9040	3.9040	-	3.9040	-
CL ₂	-	2900.2302	3214.6343	321.4634	315.0342	6.4293	0.6301	314.4041
COCL ₂	-	-	82.1611	4116.3007	82.3260	4033.9747	0.1647	82.1614
H ₂	17.1731	2.9002	20.0733	20.0733	20.0733	-	20.0733	-
Total	1162.0458	2903.1304	4461.7415	4461.7415	421.3375	4040.4040	24.7720	396.5655

ALAT	KETERANGAN
C	Kompresor
H	Heater
CL	Cooler
R	Reaktor
P	Pompa
EV	Expansion Valve
TP	Tangki Penyimpanan
CP	Condensor Parsial
S	Separator

SIMBOL	KETERANGAN
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
N	Nomor Arus
S	Siklus C
T	Tekanan, atm
V	Control Valve
E	Electric Connection
P	Piping
V	Vent
U	Udara Tekan

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KARBON MONOKSIDA DAN KLORIN
KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN

Dibuat Oleh:
 1. Adelia Dwiyanti (14021310)
 2. Gera Kharisma (14021348)

Dosen Pembimbing:
 1. Ir. Asmanto Suwargo, S.T., M.Sc.
 2. Alang Yulenti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Lampiran C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Gina Kamelia
No. MHS : 1452134014521310
Nama Mahasiswa : Adelia Dwiyani
No. MHS : 14521310
Judul Prarancangan)* : **PRARANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KARBONMONOKSIDA DAN KLOORIN KAPASITAS 32.000 TON /TAHUN**
Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	10/07/2018	konsultasi Bab 1 dan Bab 2.	
2.	10/10/2018	konsultasi bab 3 dan Bab 4	
3.	6/11/2018	konsultasi Naskah bab 1 s/d bab 5	
4.	/	Revisi Naskah	
5.		"	
6.		"	
7.		"	
8.		"	
9.		"	
10.		"	
11.		"	
12.	19/11/2018	Pengecekan Naskah setelah revisi & Ttd	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 13 November 2018

Pembimbing,

Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc.

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

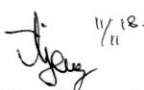
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Gina Kamelia
 No. MHS : 14521340
 Nama Mahasiswa : Adelia Dwiyani
 No. MHS : 14521310
 Judul Prarancangan)* : ~~PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KARBONMONOKSIDA DAN KLOFIN KAPASITAS 32.000 TON / TAHUN~~
 PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KARBONMONOKSIDA DAN KLOFIN KAPASITAS 32.000 TON / TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20/6/2018	Bimbingan penentuan kapasitas	<i>Yulianti</i>
2.	10/7/2018	Bimbingan NM & NP	<i>Yulianti</i>
3.	24/7/2018	Bimbingan Alat besar	<i>Yulianti</i>
4.	6/8/2018	Bimbingan Alat besar	<i>Yulianti</i>
5.	28/8/2018	Bimbingan Alat kecil	<i>Yulianti</i>
6.	16/09/2018	Bimbingan Alat kecil	<i>Yulianti</i>
7.	4/10/2018	Bimbingan utilitas & ekonomi	<i>Yulianti</i>
8.	15/10/2018	Bimbingan semua perhitungan, PFD,	<i>Yulianti</i>
9.		Naskah	<i>Yulianti</i>
10.		- Revisi -	<i>Yulianti</i>
11.		- Revisi -	<i>Yulianti</i>
12.	11/11/2018	Pengecekan Naskah dan Tanda tangan.	<i>Yulianti</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11. November 2018

Pembimbing,


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

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy