No: TA/TK/2018/44

PRA RANCANGAN PABRIK *HEXAMETHYLENETETRAMINE* DARI AMMONIA DAN FORMALDEHIDA DENGAN PROSES ALEXANDER F.MACLEAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

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

Oleh:

Nama : Shinta Ayu Laxmidara
NIM : 14521028

Nama: Adi Pratama Putra
NIM : 14521072

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 : Shinta Ayu Laxmidara

NIM : 14521028

Nama : Adi Pratama Putra

NIM : 14521072

Yogyakarta, 29 Agustus 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 hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Shinta Ayu Laxmidara

Adi Pratama Putra

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK *HEXAMETHYLENETETRAMINE* DARI AMMONIA DAN FORMALDEHIDA DENGAN PROSES F.MACLEAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Shinta Ayu Laxmidara
NIM : 14521028

Nama: Adi Pratama Putra
NIM : 14521072

Yogyakarta, 29 Agustus 2018

Pembimbing I

Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc
NIP. 815210103

Pembimbing II

Ariany Zulkania, S.T., M.Eng
NIP. 055210503

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK *HEXAMETHYLENETETRAMINE* DARI AMMONIA DAN FORMALDEHIDA DENGAN PROSES F.MACLEAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Shinta Ayu Laxmidara
NIM : 14521028

Nama: Adi Pratama Putra
NIM : 14521072

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, 01 Oktober 2018

Tim Penguji,

1. Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc ( )
   Ketua Penguji
2. Dr. Suharno Rusdi ( )
   Anggota I
3. 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

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

MOTTO

1. Barang siapa keluar untuk mencari ilmu, maka dia berada di jalan Allah. (HR.Turmudzi).
2. Sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan. Maka apabila kamu telah selesai (dari suatu urusan), kerjakanlah dengan sungguh-sungguh (urusan) yang lain. (Q.S Al-Insyirah 7-8).
3. Janganlah takut untuk melangkah, karena jarak 1000 mil dimulai dengan langkah pertama.
4. Tuhan tidak pernah terlambat. Dia juga tidak tergesa-gesa. Dia selalu tepat waktu.
5. Jika salah, perbaiki. Jika gagal, coba lagi. Jika menyerah, semuanya selesai.

PERSEMBAHAN

1. Kedua orang tua dan keluarga tercinta yang selalu memberikan support dan doa untuk kami.
2. Dosen pembimbing yang selalu sabar dalam membimbing kami.
3. Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri UII.
4. Teman-teman serta kakak tingkat Jurusan Teknik Kimia FTI UII.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Puji dan syukur senantiasa terucapkan atas kehadirat Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-Nya. Dengan segala pemberian-Nya itu, kita masih dapat merasakan betapa indahnya hidup ini. Shalawat bergandengan salam semoga selalu tercurahkan kepada baginda alam Nabi agung Muhammad SAW. Semoga dengan senantiasanya kita bershalawat kepadanya, beliau dapat menolong kita di akhirat kelak. Aamiin.

Alhamdulillahi rabbil 'alamiin, penyusun ucapkan seiring dengan terselesaikannya Tugas Akhir yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik *Hexamethylenetetramine* dari Ammonia dan Formaldehida dengan Proses Alexander F. MacLean Kapasitas 20.000 Ton/Tahun" ini. Susah senang telah penyusun lalui. Tugas Akhir ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Kedua Orang Tua penyusun yang selalu memberikan support materil dan non-materi kepada penyusun, yang selalu menerima pengaduan dan keluh kesah penyusun, serta yang selalu memberikan doa yang tak pernah terputus.

2. Bapak Fathul Wahid, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku Rektor Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc. selaku dosen pembimbing I yang selalu sabar menghadapi mahasiswa bimbingannya.
6. Ibu Ariany Zulkania, ST, M.Eng. selaku dosen pembimbing II yang selalu sabar menghadapi mahasiswa bimbingannya.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari berbagai pihak. Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak dan kami selaku penyusun.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Yogyakarta, 29 Agustus 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK ii

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING..... iii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iv

MOTTO DAN PERSEMBAHAN.....v

KATA PENGANTAR..... vi

DAFTAR ISI viii

DAFTAR TABEL xiv

DAFTAR GAMBAR..... xvi

ABSTRACT.....xvii

ABSTRAK..... xviii

BAB I : PENDAHULUAN 1

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik 1

1.2. Penentuan Kapasitas Perancangan 3

1.2.1 Data Impor Produk 3

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku 6

1.3. Tinjauan Pustaka 7

1.3.1. Macam-macam Proses 7

1.3.2. Kegunaan Produk 12

1.3.3. Sifat Kimia Bahan Baku dan Produk.....13

1.3.3.1. Ammonia 13

1.3.3.2. Formaldehida 13

1.3.3.3. *Hexamethylenetetramine* 14

1.4. Konsep Proses 14

1.4.1. Dasar Reaksi.....14

1.4.2. Mekanisme Reaksi 14
1.4.3. Kondisi Operasi 16
1.4.4. Tinjauan Termodinamika 16
1.4.5. Tinjauan Kinetika Reaksi 20

BAB II : PERANCANGAN PRODUK 21
2.1. Spesifikasi Produk 21
2.2. Spesifikasi Bahan Baku 22
2.3. Pengendalian Kualitas 22
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku 23
2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi 24
2.3.2.1. Alat Sistem Kontrol 27
2.3.2.2. Aliran Sistem Kontrol 27
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk 28

BAB III : PERANCANGAN PROSES 29
3.1. Uraian Proses 29
3.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku 29
3.1.2. Tahap Pembentukan Hexamine 30
3.1.3. Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk 31
3.2. Perencanaan Produksi 32
3.2.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku 32
3.2.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses 32
3.3. Spesifikasi Alat 33
3.2.1. Tangki Penyimpanan Ammonia 33
3.2.2. Vaporizer 34
3.2.3. Absorber 35
3.2.4. Mixer 35
3.2.5. Tangki Penyimpanan Formaldehida 36
3.2.6. Reaktor 01 37
3.2.7. Reaktor 02 39

3.2.8. Evaporator 01 41
3.2.9. Evaporator 02 43
3.2.10. Centrifuge 44
3.2.11. Screw Conveyor 45
3.2.12. Dryer 45
3.2.13. Belt Conveyor 46
3.2.14. Bucket Elevator 47
3.2.15. Silo 48
3.2.16. Pompa 01 48
3.2.17. Pompa 02 49
3.2.18. Pompa 03 50
3.2.19. Pompa 04 50
3.2.20. Pompa 05 51
3.2.21. Pompa 06 52
3.2.22. Heater 01 52
3.2.23. Heater 02 54
3.2.24. Heater 03 55
3.2.25. Cooler 01 56
3.2.26. Expansion Valve 01 57
3.2.27. Expansion Valve 02 58
3.2.28. Fan 58
3.2.29. Ejector 01 59
3.2.30. Ejector 02 60

BAB IV : PERANCANGAN PABRIK 61
4.1. Lokasi Pabrik 61
4.1.1. Penyediaan Bahan Baku 62
4.1.2. Pemasaran Produk 63
4.1.3. Tenaga Kerja 63
4.1.4. Utilitas 64
4.1.5. Transportasi 64

4.1.6. Keadaan Iklim dan Tanah 64
4.2. Tata Letak Pabrik 66
4.3. Tata Letak Alat Proses 67
4.4. Alir Proses dan Material 74
4.4.1. Neraca Massa 74
4.4.1.1. Neraca Massa Vaporizer 74
4.4.1.2. Neraca Massa Absorber 74
4.4.1.3. Neraca Massa Mixer 75
4.4.1.4. Neraca Massa Reaktor 01 75
4.4.1.5. Neraca Massa Reaktor 02 75
4.4.1.6. Neraca Massa Evaporator 01 76
4.4.1.7. Neraca Massa Evaporator 02 76
4.4.1.8. Neraca Massa Centrifuge 77
4.4.1.9. Neraca Massa Dryer 77
4.4.1.10. Neraca Massa Total 77
4.4.2. Neraca Panas 78
4.4.2.1. Neraca Panas Vaporizer 78
4.4.2.2. Neraca Panas Absorber 78
4.4.2.3. Neraca Panas Mixer 78
4.4.2.4. Neraca Panas Reaktor 01 79
4.4.2.5. Neraca Panas Reaktor 02 79
4.4.2.6. Neraca Panas Evaporator 01 79
4.4.2.7. Neraca Panas Evaporator 02 80
4.4.2.8. Neraca Panas Centrifuge 80
4.4.2.9. Neraca Panas Dryer 80
4.4.2.10. Neraca Panas Cooler 01 81
4.4.2.11 Neraca Panas Heater 01 81
4.4.2.12. Neraca Panas Heater 02 81
4.4.2.13. Neraca Panas Heater 03 82
4.5. Perawatan *(Maintenance)* 82

4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas) 83
4.6.1. Unit Penyedia Air 83
4.6.2. Unit Pengolahan Air 86
4.6.3. Kebutuhan Air 92
4.6.4. Unit Pembangkit Listrik 94
4.6.5. Unit Penyedia Udara Tekan 97
4.6.6. Unit Penyedia Bahan Bakar 97
4.6.7. Unit Pembangkit Steam 98
4.6.8. Unit Pengolahan Limbah 98
4.6.9. Spesifikasi Alat Utilitas 98
4.7. Organiasi Perusahaan 124
4.7.1. Bentuk Perusahaan 124
4.7.2. Struktur Organisasi 125
4.7.3. Deskripsi Jabatan 126
4.7.4. Tugas dan Wewenang 127
4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan 138
4.7.5.1. Karyawan *Non-Shift* 138
4.7.5.2. Karyawan *Shift* 138
4.7.6. Hari Libur Karyawan 140
4.7.6.1. Cuti Tahunan 140
4.7.6.2. Hari Libur Nasional 140
4.7.6.3. Kerja Lembur (Over Time) 141
4.7.7. Sistem Gaji Karyawan 141
4.7.8. Kesejahteraan Sosial Karywan 143
4.7.9. Kesehatan dan Keselamatan Kerja 145
4.8. Evaluasi Ekonomi 146
4.8.1. Penaksiran Harga Alat 148
4.8.2. Dasar Perhitungan 150
4.8.3. Perhitungan Biaya 150
4.8.3.1. Capital Investment 150
4.8.3.2. Manufacturing Cost 151

4.8.3.3. General Expense.....152
4.8.4. Analisa Kelayakan.....152
4.8.4.1. Percent Return On Investment (ROI).....152
4.8.4.2. Pay Out Time (POT) 152
4.8.4.3. Break Event Point (BEP).....153
4.8.4.4. Shut Down Point (SDP).....154
4.8.4.5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR).....155
4.8.5. Hasil Perhitungan.....156
4.8.6. Analisa Keuntungan 160
4.8.7. Hasil Kelayakan Ekonomi 160
4.8.7.1. Percent Return On Investment (ROI).....160
4.8.7.2. Pay Out Time (POT) 160
4.8.7.3. Break Event Point (BEP).....161
4.8.7.4. Shut Down Point (SDP).....161
4.8.7.5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR).....161

BAB V : PENUTUP.....163
5.1. Kesimpulan.....163
5.2. Saran 164

DAFTAR PUSTAKA 165

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

1.1. Data Impor *Hexamine* 3
1.2. Prediksi Kebutuhan Impor *Hexamine* 5
1.3. Kapasitas Pabrik *Hexamine* di Dunia 5
1.4. Daftar Perusahaan Penghasil Amonia 6
1.5. Daftar Perusahaan Penghasil Formadehida 6
1.6. Perbandingan Proses Pembuatan *Hexamine* 12
1.7. Harga ΔH^o_f Komponen 17
1.8. Harga ΔG^o_f Komponen 18
2.1. Spesifikasi Bahan Baku Pembuatan *Hexamine* 22
2.2. Jenis Instrumentasi 28
3.1 Kebutuhan Bahan Baku 32
4.1. Neraca Massa Vaporizer 74
4.2. Neraca Massa Absorber 74
4.3. Neraca Massa Mixer 75
4.4. Neraca Massa Reaktor 01 75
4.5. Neraca Massa Reaktor 02 75
4.6. Neraca Massa Evaporator 01 76
4.7. Neraca Massa Evaporator 02 76
4.8. Neraca Massa Centrifuge 77
4..9. Neraca Massa Dryer 77
4..10. Neraca Massa Total 77
4.11. Neraca Panas Vaporizer 78
4.12. Neraca Panas Absorber 78
4.13. Neraca Panas Mixer 78
4.14. Neraca Panas Reaktor 01 79
4.15. Neraca Panas Reaktor 02 79
4.16. Neraca Panas Evaporator 01 79
4.17. Neraca Panas Evaporator 02 80
4.18. Neraca Panas Centrifuge 80

4.19. Neraca Panas Dryer.....80
4.20. Neraca Panas Cooler 01 81
4.21 Neraca Panas Heater 01 81
4.22. Neraca Panas Heater 02 81
4.23. Neraca Panas Heater 03 82
4.24. Kebutuhan Air Pendingin.....92
4.25. Kebutuhan Air Pembangkit Steam 92
4.26. Kebutuhan Air untuk Proses.....93
4.27. Kebutuhan Air untuk Keperluan Domestik dan Rumah Tangga.....93
4.28. Total Keseluruhan Kebutuhan Air.....94
4.29. Kebutuhan Listrik Alat Proses.....96
4.30. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas 96
4.31. Siklus Pergantian *Shift*.....139
4.32. Gaji Karyawan.....141
4.33. Index Harga.....148
4.34. *Fixed Capital Investment* (FCI).....156
4.35. *Working Capital* (WC).....157
4.36. *Total Manufacturing Cost* (MC) 157
4.37. *General Expense* (GE).....158
4.38. *Total Production*.....158
4.39. *Fixed Cost* (Fa).....159
4.40. *Variable Cost* (Va).....159
4.41. *Regulated Cost* (Ra).....159

DAFTAR GAMBAR

1.1. Grafik Impor *Hexamine*.....4
4.1. Peta Provinsi Sumatera Selatan.....65
4.2. Peta Kawasan Palembang.....65
4.3. Peta Lokasi Pabrik.....66
4.4. Tata Letak Pabrik dan Tata Letak Alat Proses.....70
4.5. Diagram Alir Kualitatif.....72
4.6. Diagram Alir Kuantitatif.....73
4.7. *Flowdiagram* Uitilitas.....91
4.8. Struktur Organisasi Pabrik.....137
4.32. Hubungan Kapasitas Produksi (ton/tahun) vs Biaya ($).....162

ABSTRACT

Hexamethylenetetramine is used for many industrial sector, such as Fertilizer factory, resin, rubber, textile, and agriculture. Beside that Hexamethylenetetramine is used for medical sector as one of antiseptic. For sufficient of domestic needs and a chance of export, the chemical plant could be built with capacity of 20.000 tons/year. Regard to several aspects including aspects of raw material supply, transportation, labor, marketing and utilities, location for plant in Palembang, South Sumatera are chosen with an area of 28017,5 m^2. The factory is planned in the management of the Limited Liability Company with a total of 131 emplpoyees led by a president director. Raw materials needed were ammonia 99,5% 9973.4175 tons/year and formaldehyde 37% 70.995,1934 tons/year.

The reaction is carried out by Alexander F.Maclean method by reacting ammonia and formaldehyde. Hexamethylenetetramine-making reactions are carried out by reacting ammonia and formaldehyde. The process took place in a continous stirred tank reactor (CSTR) with cooling coil at temperature of 40°C and pressure of 1 atm. The utilities needed were 158.110,9965 kg/jam of water, 24.333,3553 kg/jam of steam, 1968,1655 kg/jam of fuel and power of electricity about 817,1305 kWh provided by PLN a generator as reserve. This plant produced Hexamethylenetetramine with 99,9% of purity.

This Hexamethylenetetramine plant cost were needed Rp 693.015.833.147,00 as fixed capital and working capital about Rp 165.821.877.088,00. The economic analysis of this chemical factory showed that precentage of Return On Investement (ROI) before taxes is 23,83% while ROI after taxes is 11,44%, Pay Out Time (POT) before taxes is 3,0 year while after taxes is 4,7 year, the value of Break Even Point (BEP), Shut Down Point (SDP) and Dicounted Cash Flow Rate (DCFR) were 45,47%, 18,01% and 15,47 %. Respectively on the factors, it could be concluded that preliminary plant design of Hexamethylenetetramine with capacity 20.000 tons/year was feasible to be built.

Keywords: Ammonia, Formaldehyde, Hexamethylenetetramine

ABSTRAK

Hexamethylenetetramine banyak digunakan pada berbagai industri seperti pada industri pupuk, indsutri resin, industri karet, industri tekstil dan industri pertanian. Selain itu, *hexamethylenetetramine* berperan pula pada bidang medis yakni sebagai salah satu bahan antiseptik. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan adanya peluang untuk ekspor yang masih terbuka, maka dirancang pabrik *hexamethylenetetramine* berkapasitas 20.000 ton/tahun. Dengan memperhatikan beberapa aspek meliputi aspek penyediaan bahan baku, transportasi, tenaga kerja, pemasaran serta utilitas maka dipilihkan lokasi untuk pabrik yang startegis di daerah Palembang, Sumatera Selatan dengan luas area 28017,5 m^2. Adapun pabrik ini direncanakan dalam menejemen Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan sebanyak 131 karyawan dengan dipimpin oleh seorang direktur utama. Bahan baku yang digunakan adalah ammonia 99,5% sebanyak 9973,4175 ton/tahun dan formaldehida 37% sebanyak 70.995,1934 ton/tahun.

Reaksi pembuatan *hexamethylenetetramine* dengan metode Alexander F.Maclean dilakukan dengan mereaksi ammonia dan formaldehida dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan koil pendingin pada kondisi operasi tekanan dan suhu sebesar 1 atm dan 40^0C. Utilitas membutuhkan air sebanyak 158.110,9965 kg/jam, steam yang dibutuhkan sebesar 24.333,3553 kg/jam, kebutuhan bahan bakar sebesar 1968,1655 kg/jam dan listrik total yang dibutuhkan sebesar 817,1305 kWh yang di suplai oleh PLN serta untuk cadangan listrik di suplai oleh generator sebanyak 1 set. Pabrik ini memproduksi *hexamethylenetetramine* dengan kemurnian 99,9% masa.

Investasi modal tetap pabrik ini adalah sebesar Rp 693.015.833.147,00 dan modal kerja sebesar Rp 165.821.877.088,00. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi dari pabrik ini didapatkan *Return On investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 23,83% dan ROI setelah pajak sebesar 11,44%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,0 tahun dan POT setelah pajak sebesar 4,7 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP), *Shut Down Point* (SDP) dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah sebesar 45,47%, 18,01%, 15,47%. Dari hasil evaluasi ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik *hexamethylenetetramine* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci: Amonia, Formaldehida, *Hexamethylenetetramine*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Seiring dengan adanya kemajuan ilmu pengetahuan dan teknologi (IPTEK), perkembangan industri di Indonesia berlangsung sangat pesat. Proses industrialisasi memungkinkan perekonomian negeri ini berkembang pesat dan semakin baik, sehingga membawa perubahan dalam struktur perekonomian nasional.

Diantara banyaknya industri yang sedang berkembang di Indonesia, industri kimia merupakan industri yang paling disoroti perkembangannya. Industri kimia terus berkembang secara meluas dan terintegrasi. Adapun tujuan dari pembangunan sektor industri kimia tidak lain guna memenuhi kebutuhan dalam negeri yang semakin meningkat seiring dengan meningkatnya kebutuhan berbagai bahan penunjang dalam industri. Untuk itu perlu adanya pendirian pabrik-pabrik baru yang dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri. Salah satunya adalah pabrik *Hexamethylenetetramine*.

Hexamethylenetetramine atau sering dikenal dengan sebutan *hexamine* merupakan produk industri kimia yang memiliki berbagai kegunaan yang penting bagi kehidupan manusia di berbagai bidang terutama sektor industri. Pada awal penemuannya, *hexamine* banyak digunakan untuk bahan baku pembuatan *cyclonite* yang mempunyai daya ledak sangat tinggi dan secara luas

difungsikan sebagai pengganti TNT. Selain sebagai bahan baku peledak, *hexamine* banyak digunakan dalam bidang kedokteran sebagai bahan baku antiseptik, industri resin sebagai *curing agen*, industri karet sebagai *accelerator* agar karet menjadi elastis, industri tekstil sebagai *shrink-proofing agent*, industri serat selulosa sebagai penambah elastisitas dan pada industri pertanian digunakan sebagai fungisida dan pestisida (Kent, 1974).

Kebutuhan *hexamine* dapat diketahui dari jumlah impor *hexamine* yang masuk ke Indonesia. Pabrik *hexamine* yang ada di Indonesia yaitu PT. Intan Wijaya Intersional Indonesia. Berdasarkan website PT. Intan Wijaya Internasional, pabrik ini memiliki kapasitas produksi sebesar 500 ton/tahun dan berdasarkan *website* Dinas Perindustrian Perdagangan dan Koperasi provinsi Kalimantan Timur, PT. Kaltim Hexamindo Wiratama memiliki kapasitas produksi sebesar 3000 ton/tahun. Adapun alasan dibalik pendirian pabrik ini diantaranya :

a. Memanfaatkan potensi dalam negeri, mengingat bahan baku dari pembuatan *hexamine* yaitu formaldehida dan ammonia yang di produksi di Indonesia cukup melimpah dan mudah untuk didapatkan mengingat telah banyak perusahaan yang memproduksi formaldehida dan ammonia di Indonesia.
b. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan impor *hexamine*, sejalan dengan itu dapat menghemat devisa negara karena mengurangi beban impor.
c. Dapat membuka lapangan kerja baru sehingga mengurangi jumlah angka pengangguran di Indonesia.

Melihat banyaknya kegunaan *hexamine* pada berbagai bidang dan pengembangan sektor industri di Indonesia yang memanfaatkan produk ini sebagai bahan baku, maka pendirian pabrik ini sangat dibutuhkan.

1.2. Penentuan Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas produksi pabrik *hexamine*, didasarkan pada beberapa pertimbangan diantarnya melalui data impor produk dan ketersediaan bahan baku.

1.2.1. Data Impor Produk

Penentuan kapasitas perancangan pabrik *hexamine* didasarkan dari kebutuhan dari tahun ke tahun di Indonesia. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, kebutuhan impor *hexamine* di Indonesia cukup besar. Data Impor *Hexamine* di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Impor *Hexamine*

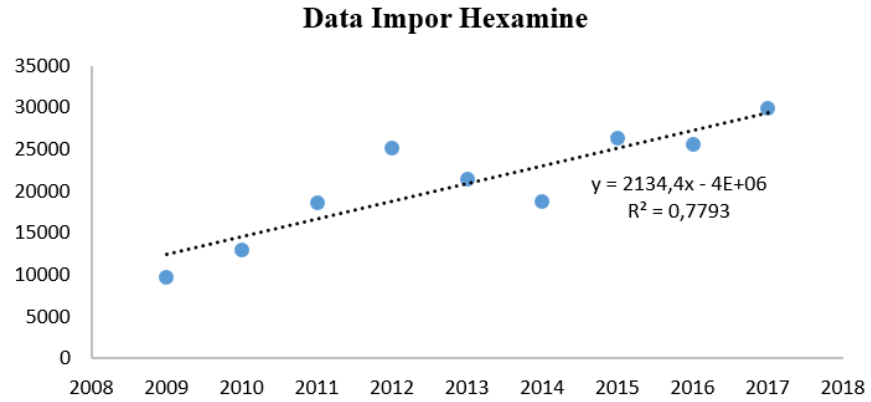
Tahun	Jumlah
2009	9649
2010	12935
2011	18577
2012	25089
2013	21441
2014	18700
2015	26412
2016	25561
2017	29875

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018

Dari data impor Tabel 1.1 di atas, kemudian dibuatkan grafik untuk memperoleh nilai regresi linier. Hal tersebut dimaksudkan untuk

mendapatkan kecenderungan naik atau turunnya impor *hexamine* untuk beberapa tahun mendatang di Indonesia.

Pada Gambar 1.1 merupakan grafik yang menunjukkan hubungan data impor *hexamine* pertahunnya.



Gambar 1.1 Data Impor *Hexamine*

Dari data impor *hexamine* Indonesia diatas tehitung periode 2009-2017, kebutuhan *hexamine* tiap tahun cenderung bersifat fluktuatif. Hal tersebut dapat terlihat pada persamaan garis lurus yang disajikan pada Gambar 1.1 yaitu y = 2134,4x + 10244 (ton/tahun). Dari persamaan tersebut dapat pula diprediksikan bahwa kebutuhan impor *hexamine* pada tahun-tahun mendatang dapat dihitung dengan cara dan persamaan yang sama, hasilnya dapat dilihat pada Tabel 1.2. sebagai berikut :

Tabel 1.2 Prediksi Kebutuhan Impor *Hexamine*

Tahun	Prediksi Kebutuhan Impor *Hexamine* (Ton/Tahun)
2018	31588
2019	33722
2020	35856
2021	37991
2022	40126
2023	42260

Beberapa pabrik *hexamine* yang sudah berdiri memiliki kapasitas produksi yang berbeda-beda. Tabel 1.3 merupakan kapasitas pabrik *hexamine* yang sudah berdiri di dunia.

Tabel 1.3 Kapasitas Pabrik *Hexamine* di Dunia

No.	Nama Perusahan	Lokasi	Kapasitas (Ton)
1	PT. Kaltim Hexamindo Wiratama[1]	Indonesia	3.000
2	Kanoria Chemical and Industries.,Ltd[2]	India	5.000
3	Jinan Leader Group Co., Ltd[3]	China	10.800
4	JSC Metafrax[4]	Rusia	15.000
5	Jinan Xianguri Chemical Co.,Ltd[3]	China	20.000
6	Jinan Dragon Chemical Co.,Ltd[5]	China	20.000
7	Shandong Runyin Biochemical Co.,Ltd[6]	China	30.000

Sumber : [1]alamatkantorindonesia.com [2]icis.com [3]made-in-china.com [4]metafrax.ru [5]hisupplier.com [6]ruixing.us

Dengan beberapa pertimbangan yang ada, maka kapasitas pada pabrik *hexamine* yang akan didirikan pada tahun 2022 ini berkapasitas sebesar 20.000 ton/tahun. Kapasitas ini didasarkan untuk memenuhi kebutuhan nasional *hexamine* yang mana pada tahun 2022 dipredikasi kebutuhan Indonesia akan hexamine sebesar 40126 ton/tahun.

1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk memproduksi *hexamine* berupa ammonia dan formaldehida. Bahan baku ammonia dan formladehida untuk pembuatan *hexamine* diperoleh dari beberapa perusahaan pada Tabel 1.4 dan 1.5.

Tabel 1.4 Daftar Perusahaan Penghasil Ammonia

No.	Nama Perusahan	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Pupuk Sriwijaya Palembang (Pusri, 2017)	1.531.820
2	PT Pupuk Iskandar Muda Aceh (PIM, 2017)	865.050
3	PT Petrokimia Gresik (Petrokimia Gresik, 2017)	3.230.000
4	PT Pupuk Kujang Cikampek (Pupuk Kujang, 2015)	603.273

Tabel 1.5 Daftar Perusahaan Penghasil Formladehida

No.	Nama Perusahan	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT Batu Penggal Chemical Industry, Samarinda	28.000
2	PT Intan Wijaya Chemical Industry	660.000
3	PT Dover Chemical, Cilegon	60.000

Sumber : Daftar Perusahaan Indonesia, 2018

1.3.Tinjauan Pustaka

1.3.1. Macam-macam Proses

Hexamine merupakan produk dari reaksi antara ammonia dan formaldehida dengan menghasilkan air sebagai produk samping. Secara komersial pembuatan *hexamine* dapat dilakukan dengan empat proses :

a. Proses Meissner (Gas-gas)

Firtz Meissner adalah tokoh yang mengembangkan proses pembuatan *hexamine* di Jerman Barat. Bahan baku yang digunakan adalah gas ammonia dan gas formaldehida.

Formaldehida dan ammonia dialirkan dari tangki formaldehida dan tangki ammonia masuk ke dalam reaktor *plug flow.* Pada proses ini panas reaksi yang terjadi pada reaktor digunakan untuk menguapkan air hasil reaksi. Reaktor dalam proses ini di desain sangat khusus, karena selain sebagai tempat reaksi antara gas ammonia dan gas formaldehida juga digunakan sebagai *vaccum evaporator* dan *criyztallizer*. Reaktor berjumlah dua buah dengan suhu reaksi 20-30^{0}C. Agar suhu dalam reaktor terjaga digunakan gas inert atau pengaturan tekanan total saat campuran dalam reaktor. Hal ini bertujuan untuk mengurangi kebutuhan pendingin. Produk *hexamine* keluar reaktor dengan konsentrasi 25-30%. Dengan adanya panas yang terbentuk, *hexamine* dapat dikristalkan langsung dengan reaktor. Uap dalam reaktor dikondensasikan, sedangkan bahan inert serta impuritas seperti metanol dibuang dari bagian atas reaktor

sebagai *waste gas*. Gas ini masih mengandung hidrogen 18-20% dan dimanfaatkan sebagai bahan bakar. Setelah dari reaktor produk masuk ke dalam *centrifuge* untuk dicuci dengan air kemudian dikeringkan dan dipasarkan. Konversi dari proses ini adalah 97% dan *yield* proses ini mencapai 95% (*European Patent Office* No.0468353b, 1954).

b. Proses Leonard (Cair-cair)

Pada proses ini, bahan baku yang digunakan tidak lain adalah formaldehid yang direaksikan dengan amonia dalam larutan aqueous. Reaksi ini eksotermis dan berlangsung di Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 30-50^{0}C dengan pH 7-8. Air pendingin digunakan untuk menjaga suhu. Larutan formaldehida diumpankan bersama dengan ammonia cair ke dalam reaktor. Produk yang keluar dari reaktor masuk dalam *vaccum evaporator*. Di evaporator terjadi penguapan sisa-sisa reaktan dan di *crystallizer* terjadi proses pengkristalan. Setelah produk keluar dari evaporator produk di masukkan ke dalam *centrifuge*. Sebelum produk dikemas, produk dikeringkan terlebih dahulu pada *dryer*. Proses ini menghasilkan *yield* sebesar 95% berdasarkan reaktan formaldehida (Kent, 1974). Adapun konversi dari reaksi pembuatan *hexamine* dari ammonia dan formaldehida pada proses ini adalah 98% (Kermode and Stevan, 1965).

c. Proses AGF Lefebvre (Cair-Gas)

Bahan baku yang digunakan dalam metode ini adalah larutan formaldehida bebas metanol berkisar 30-37% berat dan gas anhidrat ammonia. *Bubble reactor* merupakan jenis reaktor yang digunakan pada proses ini. Formaldehida dialirkan ke dalam reaktor yang dilengkapi oleh pengaduk dan gas ammonia anhidrat di umpankan secara perlahan dari bagian bawah reaktor. Suhu reaksi sebesar 20-30^0C. Reaksinya bersifat eksotermis. Suhu dalam rekator harus dijaga sehingga diperlukan pendingin. Pada reaksi gas ammonia dipakai secara berlebih. Produk yang keluar dari reaktor dialirkan ke *vacuum evaporator.* Bahan tersebut dipekatkan dan dikristalkan dalam *vacuum evaporator.* Kristal tersebut dikumpulkan di bagian bawah *vacuum evaporator* yang kemudian diumpankan kedalam *centrifuge* untuk memisahkan kristal *hexamine* dan air. Untuk memperoleh bahan dengan kemurnian yang tinggi, air yang masih banyak mengandung kristal *hexamine (mother liquor)* yang keluar dari *centrifuge* dikembalikan ke *vacuum evaporator*. Produk yang terbentuk dikeringkan dengan menggunakan *dryer*. Setelah kristal *hexamine* kemurnian mecapai 97% dan *yield* sebesar 95% (Grupta, 1987).

d. Alexander F. MacLean (Cair-cair)

Pembuatan *hexamine* dengan proses ini dilakukan dengan proses kontinyu dengan menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

(RATB). Pada proses ini suhu yang digunakan pada reaktor antara 20 sampai 70^0C dan membutuhkan waktu 5 sampai 30 menit untuk penyesuaian pH. Rentang pH yang digunakan adalah 7-8. Rasio pengumpanan antara formaldehida dengan ammonia dilakukan 3:2. Proses ini menghasilkan *yield* yang besar dari 95%. Konversi yang dicapai 98%. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$6\ CH_2O + 4\ NH_3 \longrightarrow C_6H_{12}N_4 + 6\ H_2O$$

Hasil dari reaktor akan dimasukkan ke evaporator dalam kondisi *vaccum*, guna pemekatan *hexamine*. Kondisi *vaccum* yang sekitar 20 *inches of merkury absolute*. Temperatur dalam evaporator di bawah 70^0C. *Slurry* yang terbentuk dialirkan ke *centrifugal filter*. Zat cair yang keluar dari *centrifuge* kemudian dikembalikan ke evaporator (US Patent No 2640826, 1953).

Berdasarkan *patent* tersebut, larutan yang digunakan adalah larutan formaldehida 37% dan larutan ammonia 20% reaktor yang digunakan adalah jenis RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk). Suhu larutan ammonia dan larutan formaldehida masuk reaktor pada suhu 30^0C. Sedangkan suhu keluar reaktor adalah 70^0C. Tekanan dalam reaktor sebesar 1 atm, kondisi proses adiabatis, dan sifat reaksi adalah eksotermis sehingga dibutuhkan pendingin agar suhu tetap terjaga.

Berdasarkan penjelasan daripada keempat macam proses di atas, maka dalam perancangan pabrik *hexamine* dipilih proses F.MacLean

yang bersumber pada *US Patent* No. 2640826 (1953) dan beberapa pertimbangan diantaranya :

a. Informasi yang termuat dalam *US patent* ini untuk proses produksi *hexamine* lebih rinci dan lengkap dimana di dalamnya terdapat data kondisi operasi meliputi tekanan di dalam evaporator, rentang suhu reaktor dan evaporator serta pH reaksi.
b. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi homogen fase cair sehingga penanganan lebih mudah dalam hal *treatment* bila dibandingkan dengan reaksi homogen fase gas seperti pada proses Meissner ataupun reaksi fase heterogen yaitu cair dan gas seperti pada proses AGF Lefebvre.
c. Konversi yang dihasilkan cukup besar yaitu 98% dan *yield* 95% dibandingkan dengan proses Meissner yaitu konversi 97% dan *yield* 95%, proses AGF Lefebvre yaitu konversi 97% dan *yield* 95%.

Perbandingan proses pembuatan *hexamine* pada berbagai proses disajikan pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Perbandingan Proses Pembuatan *Hexamine*

Sifat	Proses			
	Meissner	Leonard	AGF Levebvre	F. MacLean
Fase Bahan Baku	Gas-gas	Cair-cair	Cair-gas	Cair-cair
Suhu Reaksi (^oC)	20-30	30-50	20-30	20-70
Tekanan Reaksi	1 atm	16 atm	1 atm	1 atm
Konversi	97%	98%	97%	98%
Yield	95%	95%	95%	95%

1.3.2. Kegunaan Produk

Adapun kegunaan daripada *hexamine* dalam kehidupan sehari-hari pada beberapa bidang, diantaranya :

a. Dalam bidang medis digunakan sebagai bahan antiseptik yang dikenal dengan urotropin.
b. Bahan baku peledak dalam pembuatan *cyclonite* atau RDX.
c. Pada industri pupuk urea digunakan sebagai *anti cracking agent* (penggumpalan).
d. Dalam industri resin digunakan sebagai bahan aditif.
e. Dalam industri karet dimanfaatkan sebagai *accelerator* dan untuk mencegah karet tervulkanisasi.
f. Pada industri tekstil digunakan sebagai *shrink-proofing agent* yaitu untuk memperindah warna.

g. Digunakan sebagai bahan aditif dalam pembuatan serat selulosa (menambah elastisitas).

h. Dalam industri pertanian dimanfaatkan sebagai bahan fungisida.

1.3.3. Sifat Kimia Bahan Baku dan Produk

1.3.3.1. Ammonia

a. Ammonia bereaksi dengan formaldehida menghasilkan *hexamine* dan air.

b. Ammonia stabil pada temperatur sedang, tetapi terdekomposisi menjadi hidrogen dan nitrogen pada temperatur yang tinggi, pada tekanan atmosfer dekomposisi terjadi pada 450-500^{0}C.

c. Reaksi antara ammonia dan karbondioksida menghasilkan ammonium karbamat, reaksi yang terjadi:

$$2\ NH_3 + CO_2 \longrightarrow NH_2CO_2NH_4$$

(Kirk and Othmer, 1998)

1.3.3.2. Formaldehida

a. Bereaksi dengan ammonia membentuk *hexamine* dan air

b. Formaldehida akan tereduksi menjadi metal format dengan bantuan katalis tembaga atau asam borat, reaksi yang terjadi:

$$2CH_2O \longrightarrow HCOOCH_3$$

(Kirk and Othmer, 1998)

1.3.3.3. *Hexamethylenetetramine*

Pada reaksi nitrasi hexamine akan dihasilkan *cyclotrimethylene trinitramine* yang mempunyai daya ledak tinggi. Reaksi yang terjadi:

$$C_6H_{12}N_4 \longrightarrow (CH_2)_3(NO_2)_3N_3 + N(CH_2OH)_3$$

Cyclonite *trimethylolamine*

(Kirk and Othmer, 1998)

1.4.Konsep Reaksi

1.4.1. Dasar Reaksi

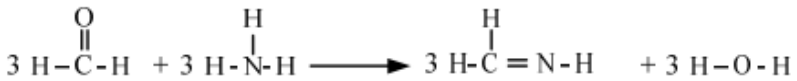
Proses pembuatan *hexamine* dengan bahan baku larutan formaldehida dan ammonia cair dilakukan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) tanpa menggunakan katalis. Adapun reaksi yang terjadi :

$$6\ CH_2O + 4\ NH_3 \longrightarrow C_6H_{12}N_4 + 6\ H_2O$$

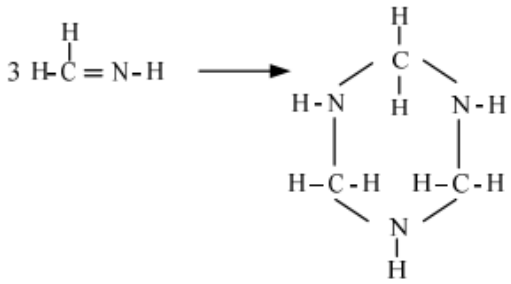
(Kent, 1974)

1.4.2. Mekanisme Reaksi

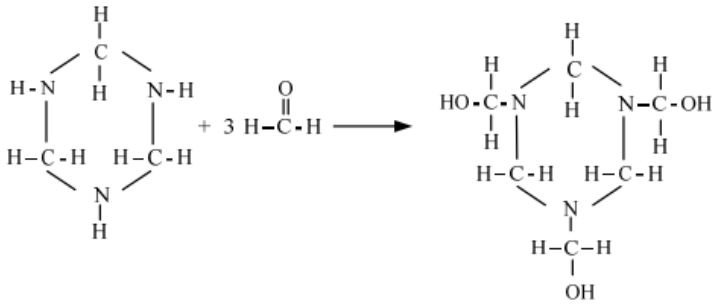
a. Mula – mula tiga molekul formaldehida bereaksi dengan tiga molekul ammonia membentuk *methyleneamine* dan melepas H_2O.



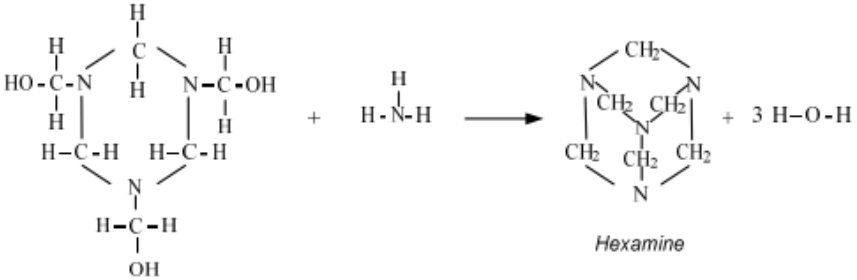
b. Tiga molekul *methylenemine* bereaksi membentuk *trimethylenetriamine.*



c. Kemudian molekul *trimethyleneamine* bereaksi dengan tiga molekul CH_2O membentuk *trimethyloltriamethylenetriamine.*



d. Akhirnya molekul *trimethyloltriamethylenetriamine* bereaksi dengan NH_3 dan melepaskan tiga molekul H_2O membentuk



1.4.3. Kondisi Operasi

Bahan baku dari pembuatan *hexamine* adalah ammonia dan formaldehida. Secara umum kondisi operasi dari proses pembuatan *hexamine* dengan proses F.MacLean antaralain :

a. Tekanan : 1 atm
b. Temperatur : 40°C
c. Konversi : 98%
d. Rasio mol NH_3 : CH_2O : 2 : 3
e. Reaktor : RATB
f. Fase reaksi : Cair-cair

(*US Patent* No 2640826, 1953)

1.4.4. Tinjauan Termodinamika

Dilakukan peninjauan secara termodinamika dimaksudkan untuk mengetahui sifat reaksi apakah endotermis atau eksotermis Penentuan panas reaksi yang berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar ($\Delta H°f$) pada tekanan atmosferik (P = 1 atm) dan T = 298 K. Adapun reaksi yang terjadi sebagai berikut :

$$6\ CH_2O + 4\ NH_3 \longrightarrow C_6H_{12}N_4 + 6\ H_2O$$

Data panas reaksi pembentukan masing-masing komponen dalam reaksi pembentukan *hexamine* pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel 1.7 sebagai berikut :

Tabel 1.7 Harga $\Delta H°_f$ masing-masing komponen

Komponen	**$\Delta H°_f$, kJ/mol**
CH_2O	-108,57
NH_3	-46,11
H_2O	-285,83
$(CH_2)_6N_4$	760,68

(Yaws, 1999)

$\Delta H°r$ 298 K = $\Delta H°_{f\ produk}$ - $\Delta H°_{f\ reaktan}$

- $\Delta H°_{f\ produk}$ = [($\Delta H°f\ (CH_2)_6N_4$) + (6 x $\Delta H°f\ H_2O$)]

  = (760,68 + (6 x -285,83)) kJ/mol

  = -954,3 kJ/mol

- $\Delta H°_{f\ reaktan}$ = [(6 x $\Delta H°f\ CH_2O$) + (4 x $\Delta H°f\ NH_3$)]

  = ((6 x -108,57) + (4 x -46,11))

  = -835,86 kJ/mol

ΔHf 298 K = $\Delta H°_{f\ produk}$ - $\Delta H°_{f\ reaktan}$

ΔHf 298 K = -954,3 kJ/mol - (-835,86 kJ/mol)

ΔHf 298 K = -118,44 kJ/mol x mol bereaksi

ΔHf 298 K = -118,44 kJ/mol x 72,2302 mol/jam

ΔHf 298 K = -8554,9494 kJ/jam

Panas reaksi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

ΔH_{reaksi} = Q standar + Q ouput - Q input

ΔH_{reaksi} = (-8554,9494 + 811459,0005 - 1405361,1899) kJ/jam

ΔH_{reaksi} = -602457,1388 kJ/jam

Karena harga ΔHreaksi negatif (-), maka reaksi bersifat eksotermis.

Suatu reaksi bersifat *reversible* atau *irreversible* dapat dilihat dengan nilai konstanta keseimbangan (K). Selain itu diperlukan energi Gibbs dari masing-masing senyawa yang terlibat dalam reaksi. Energi Gibbs tersebut dapat diperoleh berdasarkan *Physical Properties Table* dari buku yang ditulis Yaws, 1999. Energi dari masing-masing senyawa akan diperlihatkan pada Tabel 1.8.

Tabel 1.8 Harga ΔG°f setiap senyawa

Komponen	**ΔG°f, kJ/mol**
CH_2O	-109,91
NH_3	-16,4
H_2O	-228,6418
$(CH_2)_6N_4$	410,80

(Yaws,1999)

Persamaan :$\Delta G° = \Sigma(n\Delta G°\ f)$ produk – $\Sigma(n\Delta G°\ f)$ reaktan

$$\Delta G° = -RT \ln K$$

(J.M. Smith and H.C. Van Ness, 1975)

maka :

$$K = \exp(-\Delta Go/RT)$$

Dengan :

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

T : Temperatur (K)

R : Tetapan gas (8,314 x 10^{-3} kJ/mol K)

K : Konstanta kesetimbangan pada 298 K

$\Delta G° = \Sigma(n\Delta G° f)$ produk – $\Sigma(n\Delta G° f)$ reaktan

= (410,8 + (6 (-228,6418)) – (6 (-109,9) + 4(-16,40))

= -236,0508 kJ/mol

K = Exp (236,0508/(8,314.10^{-3} x 298))

= 2,3846.10^{41}

Dari persamaan : Ln (K / K1) = - (ΔH298 / R) x (1/T – 1/T1)

(Smith & Van Ness, 1975)

Dengan:

K1 = Konstanta kesetimbangan pada suhu tertentu

T1 = Suhu tertentu (K)

ΔH298 = Panas reaksi pada 298 K

Pada suhu T1 = 40°C = 313 K besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

Ln (K / K1) = - (ΔH298 / R) x (1/T – 1/T1)

Ln (2,3846.10^{41} / K1) = - (-118,44 / 8,314.10^{-3}) x ((1/298) – (1/313))

Ln (2,3846.10^{41}/ K1) = 2,2909

(2,3846.10^{41} / K1) = 9,8845

K1 = K313 = 2,4125.10^{40}

Jika nilai dari ΔG° adalah negatif, maka nilai K >1. Jika nilai K>1, maka reaksi akan cenderung pada terbentuknya produk dan bersifat *irreversible.*

1.4.5. Tinjauan Kinetika Reaksi

Adapun reaksi yang terjadi pada pembuatan *hexamine* dengan bahan baku formaldehida dan ammonia sebagai berikut :

$$6\ CH_2O + 4\ NH_3 \longrightarrow C_6H_{12}N_4 + 6\ H_2O$$

Dari persaman diatas, dapat diketahui bahwa pada proses pembuatan *hexamine* merupakan orde tiga. Persamaan kecepatan reaksi dan persamaan kinetika reaksi dapat dituliskan sebagai berikut :

$$-rA = k\ .\ C_A\ .\ C_B^2$$

$$k = 1{,}42 \times 10^3 \exp\left(-\frac{3090}{T}\right)$$

Dimana,

C_A : konsentrasi ammonia , mol/l

C_B : konsentrasi formaldehida , mol/l

k : konstanta kecepatan reaksi (l^2/ mol^2 s)

T : suhu (K)

(Froment and Bischoff, 1979)

Dengan kondisi operasi reaksi dapat diketahui nilai konstanta kecepatan reaksi (k) pada suhu 313,15 K sebesar 0,0736 l^2/ mol^2 s.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Spesifikasi produk dalam proses pembuatan *hexamine* dari ammonia dan formaldehida adalah :

Nama Senyawa	: *Hexamine*
Rumus kimia	: $C_6H_{12}N_4$
Fase	: Padat
Bentuk	: Kristal
Warna	: Putih
Berat molekul	: 140,19 g/gmol
Titik didih	: 280 ^{0}C (P = 1 atm)
Titik Leleh	: 200 ^{0}C (P = 1 atm)
Densitas	: 1,33 gr/cm^3
Spesific Gravity	: 1,33
Kemurnian	: 99,9%
	(98% *hexamine* padat dan 1,9% *hexamine* cair)
Impuritas	: 0,095% H_2O dan 0,005% CH_3OH.

(Pubchem, 2018)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2.1 menyajikan spesifikasi bahan baku dalam proses pembuatan *hexamine* dari ammonia dan formaldehida adalah :

Tabel 2.1. Spesifikasi Bahan Baku Pembuatan *Hexamine*

Sifat Fisik	Senyawa	
	Ammonia (PT. Pupuk Sriwijaya)	Formaldehida (PT. Intanwijaya Internasional)
Rumus Kimia	NH_3	HCOH
Warna	Tidak Berwarna	Tidak Berwarna
Fase	Cair	Cair
Berat Molekul (gr/mol)	17,03	30,03
Titik Didih (^{0}C, P = 1 atm)	-33,35	-19
Titik Lebur (^{0}C, P = 1 atm)	-77,7	-92
Densitas (gr/cm^3)	0,59	1,08
Spesific Gravity	0,59	1,08
Kemurnian	99,5%	37%
Impuritas	0,5% H_2O	62,5% H_2O 0,5% CH_3OH

2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas adalah suatu sistem verifikasi dan penjagaan/perawatan dari suatu tingkat kualitas produk atau proses yang dikehendaki dengan cara perencanaan yang seksama, pemakaian peralatan yang sesuai, inspeksi yang terus menerus, serta tindakan korektif bilamana diperlukan.

Pengendalian kualitas diartikan sebagai suatu aktivitas (manajemen perusahaan) untuk menjaga dan mengarahkan agar kualitas produk atau jasa perusahaan dapat dipertahankan sebagaimana yang telah direncanakan (Ahyari,1992).

Mendapatkan jaminan bahwa kualitas produk atau jasa yang dihasilkan sesuai dengan standar kualitas yang telah ditetapkan dengan mengeluarkan biaya yang ekonomis atau serendah mungkin merupakan tujuan daripada pengendalian kualitas.

Adapun pengendalian kualitas *(Quality Control)* pada pabrik *hexamine* ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku merupakan masalah yang cukup krusial dan mendominasi dalam sektor industri. Pengujian kualitas terhadap bahan baku tidak hanya meliputi sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan telah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses akan tetapi berkaitan pula dengan adanya persediaan bahan baku yang dikehendaki perusahaan agar proses produksi tidak terganggu. Dengan adanya pengendalian kualitas pada bahan baku maka diharapkan proses produksi dapat berjalan dengan lancar Adapun pengujian kualitas pada kedua larutan dilakukan dengan:

a. Penguji besarnya kadar pengotor dan kadar formaldehida mendekati atau sama dengan 37% dari larutan.

b. Pengujian kualitas pada larutan ammonia dilakukan dengan menguji besarnya kadar pengotor dan kadar ammonia mendekati atau sama dengan 99,5% dari larutan.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Proses juga diartikan sebagai cara, metode ataupun teknik bagaimana produksi itu dilaksanakan. Produksi adalah kegiatan untuk menciptakan atau menambah kegunaan barang atau jasa (Assauri, 1995).

Suatu sistem produksi yang baik belum tentu menghasilkan proses produksi yang baik tanpa adanya pengendalian proses produksi yang memadai. Artinya, system produksi dengan proses produksi dan pengendalian proses produksi yang memadai saling berkaitan satu sama lain. Sistem produksi yang baik dengan diikuti pengendalian terhadap proses produksi maka akan tercipta kelancaran dalam pelaksanaan proses produksi.

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol (instrumentasi). Instrumentasi adalah suatu alat yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya suatu proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Pada dasarnya tujuan pengendalian adalah untuk mencapai harga error yang paling minimum. Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengontrol,

penunjuk, pencatat, dan pemberi tanda bahaya. Pada dasarnya sistem pengendalian instrumentasi ini terdiri dari:

a. Sensing Elemen (*Primary Element*) merupakan elemen yang merasakan (menunjukkan) adanya perubahan dari harga variabel yang diukur.
b. Elemen Pengukur (*Measuring Element)* merupakan suatu elemen yang sensitif terhadap adanya perubahan temperatur, tekanan, laju aliran, maupun tinggi fluida. Perubahan ini merupakan sinyal dari proses dan disampaikan oleh elemen pengukur ke elemen pengontrol.
c. Elemen Pengontrol (*Controlling Element)* merupakan elemen yang menerima sinyal dari elemen pengukur kemudian akan segera mengatur perubahan-perubahan proses tersebut sama dengan nilai set point (nilai yang diinginkan). Dengan demikian elemen ini dapat segera memperkecil ataupun meniadakan penyimpangan yang terjadi.
d. Elemen Pengontrol Akhir (*Final Control Element)* merupakan elemen yang akan mengubah masukan yang keluar dari elemen pengontrol ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam batas yang diinginkan dan merupakan hasil yang dikehendaki.

Adapun variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol/diukur oleh instrumen adalah:

a. Variabel utama, seperti temperatur, tekanan, laju alir, dan level cairan.
b. Variabel tambahan, seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Pengecekan secara berkala pada alat sistem kontrol diperlukan agar proses produksi berjalan secara lancar dan efektif. Pengecekan secara berkala pada alat sistem kontrol sering disebut dengan *preventive maintenance*. *Preventive maintenance* merupakan suatu kegiatan yang dilakukan dengan tujuan menjaga setiap alat/instrumen berjalan sesuai dengan kondisi yang diharapkan, melalui pemeriksaan, deteksi dan pencegahan kerusakan total yang tiba-tiba *(breakdown)*. Hal ini dilakukan karena kerusakan pada alat/instrument itu dapat terjadi kapan saja *(unpredictable)*, dapat mengakibatkan timbulnya korban pada pekerjanya, membuat peralatan menjadi cepat aus dan menjadikan biaya perbaikan relatif lebih mahal dibandingkan biaya pemeliharaan.

Sebagai contoh, pada alat kontrol suhu. Bila tidak dilakukan pengecekan secara rutin maka yang akan terjadi adalah suhu menjadi tidak terkontrol dan dapat menyebabkan deformasi *hexamine*. Adapun pengertian dari deformasi adalah terjadinya perubahan bentuk pada butiran *hexamine* akibat melebihi suhu 70^0C.

2.3.2.1. Alat Sistem Kontrol

Berikut merupakan alat kontrol sistem yang digunakan pada Pra rancangan Pabrik ini :

a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
b. *Controller* dan Indikator meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure indicator control* dan *flow indicator control*.
c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.3.2.2. Aliran Sistem Kontrol

a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

Adapun daftar instrumentasi pada Prarancangan Pabrik *Hexamine* ini sebagai berikut :

Tabel 2.2. Jenis Instrumentasi

No	Nama Alat	Jenis Instrumentasi
1	Tangki	*Level Control (LC)*
2	Vaporizer	*Level Control (LC)*
3	*Heat Exchanger*	*Temperature Control (TC)*
4	Evaporator	*Temperature Control (TC)* *Pressure Control (PC)*
5	Reaktor	*Temperature Control (TC)* *PH Control*
6	*Centrifuge*	*Weight Control (WC)*
7	*Dryer*	*Temperature Control (TC)*
8	Pompa	*Flow Control (FC)*
9	*Conveyor*	*Weight Control (WC)*
10	Silo	*Weight Control (WC)*

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*, sehingga dapat melakukan pencegahan terhadap terbentuknya kecacatan produk. Produk yang sudah jadi juga dilakukan pengecekan kadar.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1.Uraian Proses

Proses produksi *hexamine* dengan cara mereaksikan formaldehida dengan ammonia dengan pada prinsipnya meliputi beberapa tahap :

3.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

a. Ammonia

Larutan ammonia berasal dari PT. Pupuk Sriwijaya disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) yang dilengkapi dengan isolator pada suhu yang sama dengan produk PT. Pupuk Pusri yakni pada suhu -33 ^{o}C dan tekanan 1 atm dalam bentuk cair. Penggunaan isolator dimaksudkan untuk mempertahankan suhu ammonia. Adapun ammonia disimpan dalam tangki penyimpanan kurang lebih selama 14 hari.. Dari tangki penyimpan ammonia dialirkan ke vaporizer (V-01) untuk merubah fase ammonia dari liquid menjadi gas dengan suhu 30 ^{o}C. Selanjutnya ammonia dialirkan ke absorber pada suhu sebesar 30 ^{o}C dan tekanan 1 atm. Tujuan daripada masuknya ammonia pada absorber tidak lain untuk menyerap ammonia dengan air. Produk yang keluar dari absorber masuk ke dalam *mixer* guna mengencerkan ammonia sebelum masuk reaktor karena *feed* ammonia yang masuk ke dalam reaktor digunakan ialah

ammonia 20%. Kemudian ammonia 20% dilewatkan menuju *heater* (HE-01) guna dinaikkan suhunya hingga 40 ^{o}C sebelum masuk ke dalam reaktor (R-01).

b. Formaldehida

Larutan formaldehida 37% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) pada suhu 30 ^{o}C dan tekanan 1 atm. Dari tangki ini formaldehida dilewatkan ke *heater* (HE-02) guna dinaikkan suhunya hingga 40 ^{o}C sebelum masuk ke dalam reaktor (R-01).

3.1.2. Tahap Pembentukan *Hexamine*

Kedua bahan baku diumpankan dalam reaktor dengan perbandingan mol formaldehida : amonia = 3 : 2. Reaksi berlangsung dalam fase cair dan merupakan reaksi eksotermis. Konversi yang dapat dicapai pada reaksi ini sebesar 98 % berdasarkan reaktan formaldehida. Reaksi dijalankan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (R-01) dan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (R-02) pada keadaan isotermal 40 ^{o}C. Reaktor beroperasi pada tekanan 1 atm. Panas yang dihasilkan dalam reaktor akan diserap air pendingin dalam *coil*. Produk yang keluar dari reaktor 1 (R-01) dipompakan menuju reaktor 2 (R-02).

Produk keluar dari reaktor 2 (R-02) yang mempunyai suhu 40 ^{o}C dan tekanan 1 atm kemudian dialirkan ke dalam *expansion valve* (EXP-01) untuk menurunkan tekanan menjadi 0,3133 atm untuk persiapan sebelum masuk ke evaporator 1 (EV-01). Suhu produk keluar *expansion valve* 1

(EXP-01) sebesar 54 ^{o}C. Produk *hexamine* dan sisa reaktan yang berupa amonia dan formaldehida keluar *expansion valve* (EXP-01) kemudian diumpankan ke dalam evaporator 2 (EV-02). Berbeda dengan evaporator 1, kondisi operasi yang digunakan pada evaporator 2 adalah suhu 68 ^{o}C dan tekanan menjadi 0,2840 atm. Di dalam evaporator 2, produk mengalami proses pemekatan dan pengkristalan. Evaporator bekerja pada tekanan di bawah 1 atm (vakum) untuk menghindari dekomposisi *hexamine*. Untuk mengumpankan produk keluar evaporator 1 digunakan *valve*. Produk hasil evaporator 2 (EV-02) berupa *slurry* berisi *hexamine*, yang kemudian di umpankan ke *centrifuge* (CF-01) dengan menggunakan pompa (P-06) untuk dipisahkan antara kristal *hexamine* dengan cairannya. Kristal *hexamine* kemudian dibawa ke unit pemurnian dengan menggunakan *screw conveyor* (SC-01).

3.1.3. Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk

Untuk memurnikan produk digunakan dryer. Pada proses ini menggunakan *rotary dryer* (RD-01). Pada *rotary dryer* terjadi penguapan sisa–sisa air dan dihasilkan produk mencapai kemurnian 99,9%. Produk keluaran rotary dryer dilewatkan ke belt conveyor sebelum masuk diangkut oleh *bucket elevator* (BE-01) dan sebelum disimpan dalam silo (SL-01).

3.2.Perencanaan Produksi

3.2.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersedian bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku amonia diperoleh dari PT. Pupuk Sriwijaya Palembang dan formaldehida diperoleh dari PT.Intan Wijaya Internasional Palembang.

Tabel 3.1. Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan Bahan Baku (Ton/Tahun)	Rerata Ketersediaan Bahan Baku (Ton/Tahun)
Kebutuhan Ammonia sebesar 1259,2699 kg/jam	9.973,4176	1.531.820
Kebutuhan Formaldehida sebesar 8964,0396 kg/jam	70.995,1936	660.000

Dari Tabel 3.1 di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku ammonia dan formaldehida dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku dapat terpenuhi untuk proses produksi.

3.2.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik itu pembelian maupun perawatannya.

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Tangki Penyimpanan Ammonia

Kode : T-01

Tugas : Menyimpan kebutuhan ammonia untuk proses produksi selama 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan alas datar *(flat bottom)* dengan bagian atas berbentuk *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Fase : Cair

Volume : 371,7816 m^3

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : -33 ^oC

Dimensi

Diameter tangki :10,6680 m

Tinggi tangki : 5,4864 m

Tebal shell : 0,1875 in

Tebal head : 0,1875 in

Tinggi head : 1,2812 m

Tinggi total : 6,7676 m

Isolasi

Jenis isolator : Asbestos

Tebal isolator : 65,2840 cm

Harga : $ 68.514

3.3.2. Vaporizer

Kode : V-01

Tugas : Mengubah fase ammonia dari *liquid* menjadi *gas*

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Panjang : 10 ft

Shell Side

Diameter dalam : 8 ft

Jumlah pass : 1

Baffle space : 4 in

Tube Side

Diameter luar : 1 in

Diameter dalam : 0,67 in

Jumlah *pass* : 2

Jumlah *tube* : 16

BWG : 8

Pitch : 1 1/4 in^2

Harga : $ 9.280

3.3.3. Absorber

Kode : ABS-01

Tugas : Menyerap ammonia dengan air

Jenis : *Packed Absorber*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^{o}C

Bahan Isian : *Raschig rings*

Tinggi *Packing* : 1,7685 m

Diameter Absorber : 2,2688 m

Tinggi Absorber : 3,4479 m

Tebal *Shell* : 0,2500 in

Size packing : 1,5 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 114.572

3.3.4. Mixer

Kode : M-01

Tugas : Mengencerkan ammonia menjadi ammonia 20%

Jenis : Silinder *vertical* dengan tutup atas dan bawah *torispherical*

Fase : Cair

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^{o}C

Dimensi

Diameter mixer : 1,6230 m

Tinggi mixer : 4,8365 m

Tebal *Head* : 0,1875 in

Tebal *Shell* : 0,1875 in

Pengaduk Mixer

Jenis : *Standar Theree-bladed marine propeller*

Jumlah *buffle* : 4

Diameter *blade* : 0,5378 m

Lebar *blade* : 0,1345 m

Volume : 6,5946 m^3

Harga : $ 1.146

3.3.5. Tangki Penyimpanan Formaldehida

Kode : T-02

Tugas : Menyimpan kebutuhan formaldehida untuk proses produksi selama 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan alas datar *(flat bottom)* dengan bagian atas berbentuk *conical*

Jumlah : 1 buah

Fase : cair

Volume : 2999,9107 m^3

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^oC

Dimensi

Diameter tangki : 18,2880 m

Tinggi tangki : 16,4592 m

Tebal *shell* : 0,1875 in

Tebal *head* : 1 in

Tinggi *head* : 2,9690 m

Tinggi total : 19,4282 m

Harga : $ 419.218

3.3.6. Reaktor 01

Kode : R-01

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Fase : Cair-Cair

Jumlah : 1 buah

Volume : 17,9389 m^3

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Isothermal dan Non Adiabatis

Tekanan : 1 atm

Suhu masuk : 40 ^{o}C

Suhu keluar : 40 ^{o}C

Dimensi

Diameter *shell* : 2,2523 m

Tinggi *shell* : 4,5047 m

Tebal *shell* : 0,2500 in

Dimensi *head*

Bentuk : *Torispherical head*

Tebal *head* : 0,2500 in

Tinggi *head* :0,4640 m

Tinggi reaktor : 5,4326 m

Pengaduk reaktor

Diameter Pengaduk = 0,7578 m

Lebar Pengaduk = 0,1288 m

Lebar Baffle = 0,1894 m

Jumlah Baffle = 4

Jenis Pengaduk = Turbin 6 blade disk standar

Power Pengadukan = 15 HP

Koil Pendingin

Pendingin : *Water*

Suhu masuk : 30 ^{o}C

Suhu keluar : 35 ^{o}C

Jumlah lilitan : 7

Pipa Koil

IPS : 2 in

OD : 2,38 in

SN : 80

ID : 1,939 in

Susunan koil : *Helix*

Diameter *helix* : 1,5913 m

Tinggi koil : 0,6045 m

Volume koil : 0,0549 m^3

Harga : $ 98.073

3.3.7. Reaktor 02

Kode : R-02

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Fase : Cair-Cair

Jumlah : 1 buah

Volume : 17,9389 m^3

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Isothermal dan Non Adiabatis

Tekanan : 1 atm

Suhu masuk : 40 ^{o}C

Suhu keluar : 40 ^{o}C

Dimensi

Diameter *shell* : 2,2523 m

Tinggi *shell* : 4,5075 m

Tebal *shell* : 0,2500 in

Dimensi *head*

Bentuk : *Torispherical head*

Tebal *head* : 0,2500 in

Tinggi *head* :0,4640 m

Tinggi reaktor : 0,4326 m

Pengaduk reaktor

Diameter Pengaduk = 0,7578 m

Lebar Pengaduk = 0,1288 m

Lebar Baffle = 0,1894 m

Jumlah Baffle = 4

Jenis Pengaduk = Turbin 6 blade disk standar

Power Pengadukan = 30 HP

Koil Pendingin

Pendingin : *Water*

Suhu masuk : 30 ^{o}C

Suhu keluar : 35 ^{o}C

Jumlah lilitan : 1

Pipa Koil

IPS : 0,75 in

OD : 1,05 in

SN : 80

ID : 0,742 in

Susunan koil : *Helix*

Diameter *helix* : 1,5913 m

Tinggi koil : 0,1067 m

Volume koil : 0,0027 m^3

Harga : $ 98.073

3.3.8. Evaporator 1

Kode : EV-01

Tugas : Menguapkan sisa CH_2O, CH_3OH, NH_3 dan sebagian air dari produk R-01

Jenis : *Long tube vertical evaporator*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 0,3133 atm

Suhu : 54 ^{o}C

Dimensi (*Shell and tube* 1-4)

- *Shell (hot fluid)*

  Diameter dalam : 33 in

  Baffle Space : 16 ½ in

  Pass : 4

  Tebal *shell* : 0,1875 in

- *Tube (cold fluid)*

  OD : 1 ½ in

  ID : 1,17 in

  Jumlah *tube* : 164

  Panjang *tube* : 20 ft

  BWG : 8

  Pitch : 1 7/8 in^2

Dimensi *head*

Jenis : *Torispherical head*

Tebal *head* : 0,1875 in

Tinggi *head* : 1,396 m

Tinggi evaporator : 6,1 m

Luas transfer panas : 1287,4 ft^2

Harga : $ 402.605

3.3.9. Evaporator 2

Kode : EV-02

Tugas : Menguapkan sisa CH2O, CH3OH dan sebagian air dari EV-01

Jenis : *Long tube vertical evaporator*

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi Operasi

Tekanan : 0,2840 atm

Suhu : 68 ^{o}C

Dimensi (*Shell and tube* 1-1)

- *Shell (hot fluid)*

  Diameter dalam : 25 in

  Baffle Space : 12 ½ in

  Pass : 1

  Tebal *shell* : 0,1875 in

- *Tube (cold fluid)*

  OD : 1 ½ in

  ID : 1,17 in

  Jumlah *tube* : 94

  Panjang *tube* : 20 ft

  BWG : 8

  Pitch : 1 7/8 in^2

Dimensi *head*

Jenis : *Torispherical head*

Tebal *head* : 0,1875 in

Tinggi *head* : 0,5914 m

Tinggi evaporator : 3,2 m

Luas transfer panas : 737,9 ft^2

Harga : $ 295.939

3.3.10. Centrifuge

Kode : CF-01

Tugas : Memisahkan kristal *hexamine* dari *motherliquor* nya

Jenis : *Disc Centrifuge*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^oC

Dimensi

Diameter *bowl* : 13 in

Panjang *bowl* : 39 in

Motor

Kecepatan Putar : 7500 rpm

Power : 6 Hp

Harga : $ 59.692

3.3.11. Screw Conveyor

Kode : SC-01

Tugas : Mengangkut komponen dari *centrifuge* menuju *Rotary Dryer*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

Kapasitas : 2837,9637 kg/jam

Jarak horizontal : 30 ft

Diameter : 4 in

Power : 0,05 Hp

Harga : $ 3.093

3.3.12. Dryer

Kode : RD-01

Tugas : Mengurangi kadar cairan yang terikut pada hasil padatan *hexamine*

Jenis : *Rotary Dryer*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^{o}C

Dimensi

Panjang : 11,5567 m

Diameter : 2,8424 m

Kecepatan putar : 4,0336 rpm

Kemiringan : 0,074 m/m

Jumlah *flight* : 2,8424 m

Waktu tinggal : 3,6275 menit

Daya : 0,75 Hp

Harga : $ 119.100

3.3.13. Belt Conveyor

Kode : BC-01

Tugas : Memindahkan *hexamine* dari *Dryer* menuju Silo

Jenis : *Close Belt Conveyor*

Jumlah : 1 buah

Panjang : 5,0000 m

Kecepatan *Belt* : 2,8959 ft/min

Tenaga Motor : 0,05 Hp

Bahan

Idler : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Belt : Karet

Casing : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Harga : $ 18.000

3.3.14. Bucket Elevator

Kode : BE-01

Tugas : Memindahkan *hexamine* menuju silo

Jenis : *Continuous Bucket Elevator*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^{o}C

Dimensi

Widith : 8 in

Projection : 5,5 in

Depth : 7,75 in

Panjang : 15 m

Harga : $ 20.279

3.3.15. Silo

Kode : SL-01

Tugas : Tempat penyimpanan *hexamine* sebelum proses *packaging*

Jenis : Tangki seilinder tegak dengan bagian bawah berbentuk *cone 60^o (conical)*

Kapasitas : 375,625 m^3/7 hari

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^oC

Dimensi

Diameter : 4,7388 m

Tinggi : 8,9014 m

Harga : $ 114.228

3.3.16. Pompa 1

Kode : P-01

Tugas : Mengalirkan ammonia dari tangki menuju absorber

Jenis : *Single Stage Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 10 gpm

Power Pompa : 23,1138 Hp

Power Motor :30 Hp

Pipa yang digunakan

D, *Nominal Size* : 1,25

SN : 80

ID : 1,278 in

OD : 1,66 in

Harga : $ 7.333

3.3.17. Pompa 2

Kode : P-02

Tugas : Mengalirkan ammonia dari absorber menuju *mixer*

Jenis : *Single Stage Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 30 gpm

Power Pompa : 9,2067 Hp

Power Motor : 15 Hp

Pipa yang digunakan

D, *Nominal Size* : 2 in

SN : 40

ID : 2,067 in

OD : 2,38 in

Harga : $ 11.228

3.3.18. Pompa 3

Kode : P-03

Tugas : Mengalirkan formaldehida menuju reaktor

Jenis : *Single Stage Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 60 gpm

Power Pompa : 11,9171 Hp

Power Motor : 15 Hp

Pipa yang digunakan

D, *Nominal Size* : 3 in

SN : 80

ID : 2,9 in

OD : 3,5 in

Harga : $ 11.228

3.3.19. Pompa 4

Kode : P-04

Tugas : Mengalirkan ammonia dari *mixer* menuju reaktor

Jenis : *Single Stage Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 50 gpm

Power Pompa : 16,8068 Hp

Power Motor : 20 Hp

Pipa yang digunakan

D, *Nominal Size* : 2,5 in

SN : 40

ID : 2,323 in

OD : 2,88 in

Harga : $ 11.228

3.3.20. Pompa 5

Kode : P-05

Tugas : Mengalirkan komponen menuju reactor 2

Jenis : *Single Stage Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40 gpm

Power Pompa : 18,6792 Hp

Power Motor : 25 Hp

Pipa yang digunakan

D, *Nominal Size* : 3 in

SN : 80

ID : 2,88 in

OD : 2,323 in

Harga : $ 11.228

3.3.21. Pompa 6

Kode : P-06

Tugas : Mengalirkan komponen menuju *centrifuge*

Jenis : *Single Stage Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 130 gpm

Power Pompa : 15,8158 Hp

Power Motor : 20 Hp

Pipa yang digunakan

D, *Nominal Size* : 4 in

SN : 80

ID : 3,836 in

OD : 4,5 in

Harga : $ 21.654

3.3.22. *Heater* 1

Kode : HE-01

Tugas : Memanaskan amonia dari *mixer* menuju reaktor

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Luas transfer panas : 13,0320 ft^2

Beban panas : 256635,5227 Btu/jam

Panjang pipa : ft

Hairpin : 3 buah

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Harga : $ 1.260

Spesifikasi

- Annulus

  Fluida : *Steam (hot fluid)*

  Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

  IPS : 2 in

  SN : 40

  ho : 25956,7334 Btu/jam ft^2 ^oF

  Pressure drop : 0,002 Psi

- *Inner pipe*

  Fluida : *Light organic (cold fluid)*

  Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

  IPS : 1 ¼ in

  SN : 40

  hio : 35623,9017 Btu/jam ft^2 ^oF

  Pressure drop : 0,0431 Psi

  Uc : 15015,7613 Btu/jam ft^2 ^oF

  Ud : 100 Btu/jam ft^2 ^oF

  Rd min : 0,003 jam ft^2 ^oF /Btu

  Rd *available* : 0,0099 jam ft^2 ^oF /Btu

  HE-02 memenuhi syarat, karena Rd *available* > Rd min

3.3.23. *Heater* 2

Kode : HE-02

Tugas : Memanaskan formalin dari tangki menuju reaktor

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Luas transfer panas : 45,7840 ft^2

Beban panas : 636923,5748 Btu/jam

Panjang pipa : 12 ft

Hairpin : 6 buah

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Harga : $ 1.719

Spesifikasi

- Annulus

  Fluida : *Steam (hot fluid)*

  Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

  IPS : 2 in

  SN : 40

  ho : 48452,5689 Btu/jam ft^2 ^oF

  Pressure drop : 0,0104 Psi

- *Inner pipe*

  Fluida : *Medium Organic (Cold Fluid)*

  Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

  IPS : 1 ¼ in

  SN : 40

hio : 142662,5301 Btu/jam ft^2 ^oF

Pressure drop : 0,0475 Psi

Uc : 36168,6026 Btu/jam ft^2 ^oF

Ud : 68,7493 Btu/jam ft^2 ^oF

Rd min : 0,003 jam ft^2 ^oF /Btu

Rd *available* : 0,0145 jam ft^2 ^oF /Btu

HE-03 memenuhi syarat, karena Rd *available* > Rd min

3.3.24. *Heater* 3

Kode : HE-03

Tugas : Memanaskan udara bebas menuju *rotary dryer*

Jenis : *Shell and Tube heat exchanger*

Luas transfer panas : 2588,0192 ft^2

Beban panas : 19952,1294 Btu/jam

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Harga : $ 1.719

Spesifikasi (*Shell and tube* 1-2)

- *Shell*

  Fluida : *Steam (Hot fluid)*

  ID : 15 ¼ in

  Buffle : 3 in

  Pass : 1

- *Tube*

  Fluida : Udara (*cold fluid)*

  ID : 0,62 in

  Nt : 824 buah

  L : 16 ft

  OD : ¾ in

  BWG : 16

  a" :0,1963 ft^2/ft

  Pass : 2

  Rd min : 0,003 jam ft^2 ^oF /Btu

  Rd *available* : 0,2092 jam ft^2 ^oF /Btu

  HE-03 memenuhi syarat, karena Rd *available* > Rd min

3.3.25. *Cooler* 1

Kode : C-01

Tugas : Mendinginkan produk dari evaporator 02

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Luas transfer panas : 339,2064 ft^2

Beban pendingin : 624959,2270 Btu/jam

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Harga : $ 23.029

Spesifikasi (*Shell and tube* 1-6)

- *Shell*

  Fluida : *Heavy organic (hot fluid)*

  ID : 15 ¼ in

  Buffle : 9 buah

  Pass : 1

- *Tube*

  Fluida : Air Pendingin (*cold fluid)*

  ID : 0,62 in

  Nt : 108 buah

  L : 16 ft

  OD : ¾ in

  BWG : 16

  a" :0,1963 ft^2/ft

  Pass : 6

  Rd min : 0,003 jam $ft^2\,^oF$ /Btu

  Rd *available* : 0,0120 jam $ft^2\,^oF$ /Btu

  C-01 memenuhi syarat, karena Rd *available* > Rd min

3.3.26. Expansion Valve 1

Kode : EXP-01

Tugas : Menurunkan tekanan produk dari reaktor menuju evaporator 01

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

Tekanan masuk : 1 atm

Tekanan keluar : 0,3133 atm

Bahan : *Carbon steel*

Harga : $ 7.333

3.3.27. Expansion Valve 2

Kode : EXP-02

Tugas : Menurunkan tekanan dari produk dari evaporator 01 menuju evaporator 02

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

Tekanan masuk : 0,3133 atm

Tekanan keluar :0,2840 atm

Bahan : *Carbon steel*

Harga : $ 7.333

3.3.28. Fan

Kode : F-01

Tugas : Mengalirkan udara lingkungan menuju *rotary dryer*

Kapasitas : 96,509 ft^3/menit

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 ^{o}C

Power motor : 20 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 1.604

3.3.29. Ejector 01

Kode : E-01

Tugas : Mempertahankan kondisi vakum pada evaporator 01

Jenis : *Steam Jet Ejector*

Bahan : *Stainless Steel*

Spesifikasi *steam ejector*

Steam Nozzle	: 4 in
Panjang total steam ejector (A)	: 42 27/64 in
Panjang diffuser body (B)	: 35 5/16 in
Panjang booster body (C)	: 7 7/64 in
Lebar suction chamber (D)	: 5 7/8 in
Diameter lubang inlet bahan masuk (E)	: 4 in
Diameter lubang dicharge (F)	: 4 in
Diameter lubang inlet steam (G)	: 2 ½ in

Harga : $ 3.666

3.3.30. Ejector 02

Kode : E-02

Tugas : Mempertahankan kondisi vakum pada evaporator 02

Jenis : *Steam Jet Ejector*

Bahan : *Stainless Steel*

Spesifikasi *steam ejector*

Steam Nozzle	: 3 in
Panjang total steam ejector (A)	: 31 43/64 in
Panjang diffuser body (B)	: 26 7/16 in
Panjang booster body (C)	: 5 15/64 in
Lebar suction chamber (D)	: 4 5/8 in
Diameter lubang inlet bahan masuk (E)	: 3 in
Diameter lubang dicharge (F)	: 3 in
Diameter lubang inlet steam (G)	: 2 in

Harga : $ 2.749

BAB IV
PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik merupakan unsur yang kuat dalam menunjang berhasil atau tidaknya suatu industri. Pada dasarnya yang mempunyai pengaruh yang besar terhadap sistem produksi yang ekonomis tidak lain adalah letak geografis suatu pabrik. Idealnya, lokasi yang dipilih untuk berdirinya suatu pabrik haruslah dapat memberikan kemungkinan akan adanya perluasan pabrik serta dapat pula memberikan keuntungan untuk jangka panjang baik bagi masyarakat, lingkungan sekitar pabrik ataupun semua pihak yang terlibat. Adapun jarak jauh dekat sumber bahan baku didapat, aspek pemasaran, aspek penyediaan tenaga listrik, air, kebutuhan tenaga kerja, tinggi rendahnya pajak, keadaan masyarakat, karakteristik lokasi serta kebijaksanaan pemerintah merupakan bagian daripada faktor yang harus dipertimbangkan untuk menentukan lokasi pabrik. Bila semua aspek telah diperhatikan maka secara teknis dan ekonomis pabrik yang didirikan akan dapat menguntungkan.

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik *hexamine* ini berlokasi di daerah Palembang. Adapun faktor –faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

4.1.1. Penyediaan Bahan Baku

Semua perusahaan yang melaksanakan proses produksi harus mempunyai persediaan bahan baku untuk kelangsungan proses produksi dalam perusahaan tersebut (Ahyari, 1992). Bilamana suatu perusahaan tidak memiliki persediaan bahan baku, maka pelaksanaan proses produksi dalam perusahaan tersebut akan terganggu.

Suatu pabrik sebaiknya dirancang dan didirikan berada sedekat mungkin dengan daerah sumber bahan baku dan daerah pemasaran sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar. Hal merupakan salah satu usaha untuk menekan biaya produksi. Maka dari itu, bahan baku pabrik *hexamine* ini merupakan bahan baku yang diperoleh dari penghasil utama bahan baku ammonia dan formaldehida yang berada satu kawasan yang sama dengan lokasi pendirian pabrik yaitu Palembang. Hal ini dimaksudkan guna mempermudah akses pendistribusian bahan baku.

Kebutuhan bahan baku untuk ammonia diperoleh dari PT. Pupuk Sriwidjaya. PT. Pupuk Sriwidjaya merupakan penghasil amonia terbesar dan pabrik pupuk tertua di Indonesia dengan kapasitas 1.531.820 ton/tahun. Sedangkan untuk kebutuhan bahan baku formaldehida diperoleh dari PT Intan Wijaya Internasional yang mana secara spesifik produk dari pabrik tersebut sesuai dengan kebutuhan bahan baku pabrik *hexamine* ini. PT Intan Wijaya Internasional memiliki kapasitas 660.000 ton/tahun.

4.1.2. Pemasaran Produk

Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat dengan menggunakan truk pengangkut maupun jalan laut dengan menggunakan kapal. Pemasaran dalam negeri dapat langsung di distribusikan ke PT Pindad (Jawa Barat) dan PT Dahana (Tasikmalaya) sebagai pabrik pembuat bahan peledak, PT Erela (Semarang) dan PT. Dexa Medica (Tangerang) sebagai pabrik pembuatan obat dan PT.Hok Tong (Palembang) sebagai pabrik *crumb rubber* (Dewan Nasional Kawasan Ekonomi Khusus Republik Indonesia, 2018).

4.1.3. Tenaga Kerja

Suatu pabrik yang sudah berjalan tidak lepas dari peran serta masayarakat setempat. Masyarakat di daerah industri akan terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya. Alasan lainnya adalah tidak sedikit masyarakat yang mengambil keuntungan dari pendirian pabrik ini. Berdirinya suatu pabrik berarti membuka lapangan kerja yang baru juga untuk masayarakat setempat. Dengan demikian dapat dipastikan kebutuhan tenaga kerja pabrik dapat dengan mudah dipenuhi mulai dari tingkat sarjana sampai tenaga kasar baik terdidik maupun terampil.

4.1.4. Utilitas

Keperluan utilitas suatu pabrik meliputi listrik, air, udara tekan dan bahan bakar. Untuk penyediaan air pada pabrik *hexamine* ini dapat diperoleh dari Sungai Musi. Sedangkan bahan bakar sebagai sumber energi dapat diperoleh dengan membeli dari Pertamina dan untuk listrik didapat dari PLN dan penyediaan generator sebagai cadangan.

4.1.5. Transportasi

Sarana transportasi diperlukan guna pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk yang dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Palembang merupakan kawasan industri, maka transportasi dan komunikasi di Palembang, Sumatera Selatan cukup baik. Mengingat pembelian bahan baku dan penjualan produk yang dilakukan melalui laut. Di lokasi tersebut pun telah tersedia sarana transportasi yang memadai untuk jalur darat yaitu jalan raya.

4.1.6. Keadaan Iklim dan Tanah

Keadaan alam kota Palembang merupakan daerah tropis dengan suhu rata-rata sebagian besar wilayah Kota Palembang 21^{o} C - 32^{o} C (BMKG Palembang, 2018).

Palembang adalah kota terbesar kedua di Sumatera setelah Medan. Palembang memiliki luas wilayah sekitar 358,55 km^{2} sehingga masih memungkinkan akan adanya lagi perluasan pabrik di masa yang akan

datang. Kondisi iklim di Palembang pada umumnya tidak membawa pengaruh yang besar terhadap jalannya proses produksi (Direktori Kota

Peta Provinsi Suematera Selatan, kawasan Palembang dan lokasi pabrik disajikan pada gambar 4.1, 4.2 dan 4.3 sebagai berikut:

Gambar 4.1 Peta Provinsi Sumatera Selatan

Gambar 4.2 Peta Kawasan Palembang

Gambar 4.3 Peta Lokasi Pabrik

4.2. Tata Letak Pabrik (*Layout* Pabrik)

Tata letak pabrik diartikan seabagai penyusunan, pengaturan, dan penempatan fasilitas-fasiltas produksi untuk menciptakan suatu sistem yang baik dalam suatu proses produksi agar kegiatan produksi tersebut berjalan dengan lancar, efektif dan efesien (Sritomo Wignjosoebroto, 1996).

Tata letak yang tepat akan berdampak pada terjaminnya keamanan, kenyamanan dan kepuasan kerja dari tenaga kerja. Dengan terjaminnya hal-hal demikian maka prestasi kerja dari tenaga kerja dapat meningkat pula. Berikut beberapa hal-hal yang harus diperhatikan guna mencapai kondisi yang optimal dalam menentukan tata letak pabrik *hexamine* antara lain:

1. Pabrik *hexamine* ini merupakan pabrik baru atau dengan kata lain merupakan pabrik pengembangan, sehingga penentuan *layout* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada. Karena merupakan pabrik baru maka akan adanya kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik dimasa depan.
2. Faktor keamanan. Bila faktor keamanan dalam suatu pabrik diperhatikan maka resiko kecelakaan kerja dapat berkurang pula. Oleh sebab itu, perencanaan *layout* suatu pabrik harus selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan yang mudah meledak serta jauh dari asap atau gas beracun. Selain itu, demi keselamatan kerja maka pada tempat-tempat yang mungkin menimbulkan tejadinya kebakaran ditempatkan dekat atau satu unit dengan pemadam kebakaran.

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

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Sedang laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
2. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk merupakan daerah untuk penyimpanan bahan baku biasanya dapat berupa tangki penyimpanan.
3. Daerah proses produksi merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
4. Daerah gudang, bengkel dan garasi merupakan daerah tempat penyimpanan produk akhir. Bengkel sebagai tempat perbaikan untuk alat-alat yang rusak walau tidak semuanya. Garasi tempat penyimpanan alat-alat tersebut.
5. Daerah utilitas dan p*ower station* merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan dapat berupa air ataupun tenaga listrik (Vilbrant, 1959).

4.3.Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Penyusunannya didasarkan pada alat yang

memiliki fungsi sama ditempatkan dalam satu bagian. Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain :

1. Aliran bahan baku dan produk

   Pengaliran 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 di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Adapun hal ini bertujuan guna menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja.

3. Penerangan

   Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

   Dalam perancangan *layout* pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dangan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki dan keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga dapat diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

   Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antara alat proses

   Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan.

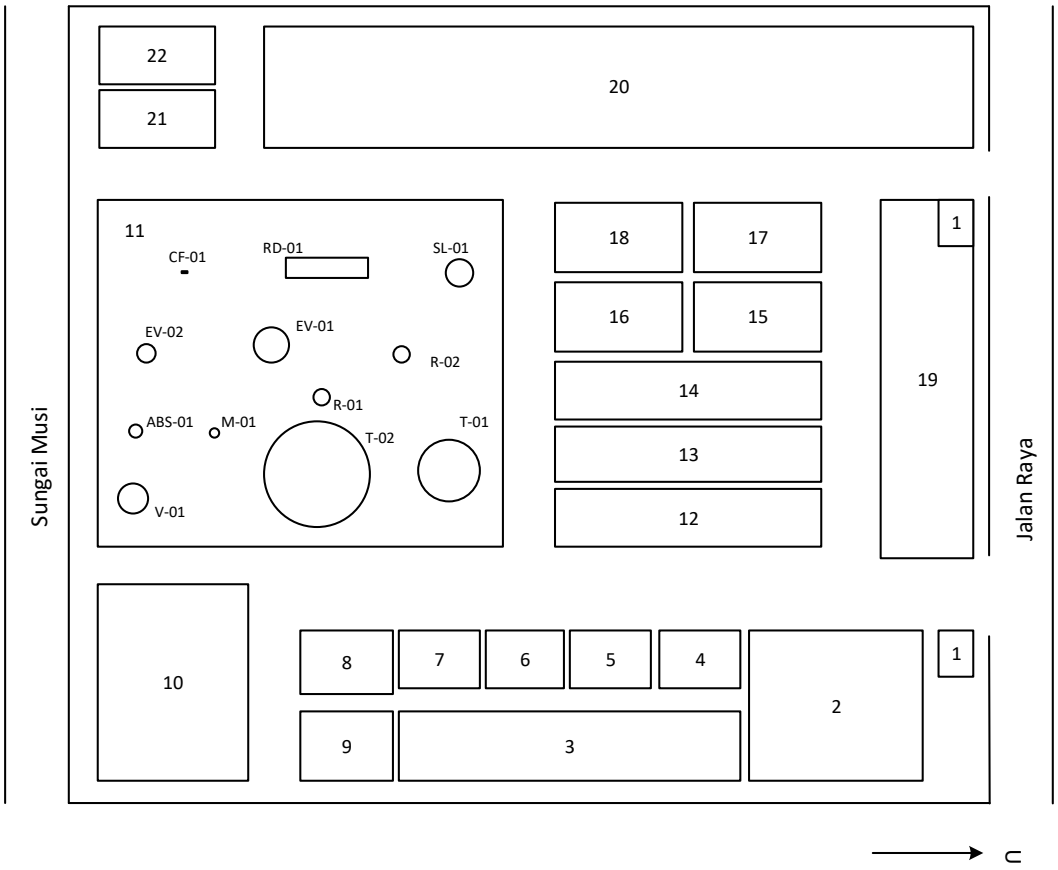
7. Keamanan

   Letak alat–alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran

8. Perluasan dan pengembangan pabrik

   Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan (Vilbrant, 1959)

Tata letak pabrik dan tata letak alat proses disajikan pada Gambar 4.4. sebagai berikut :



Skala 1:1000

Gambar 4.4 Tata letak pabrik dan tata letak alat proses

Keterangan :

1. Pos Keamanan
2. Parkir Tamu dan Karyawan
3. Kantor Utama
4. Klinik
5. Masjid

6. Perpus

7. Koperasi

8. Kontrol Utilitas

9. Kantin

10. Utilitas

11. Area Proses

12. Laboratorium

13. Unit Pemadam Kebakaran

14. Ruang Kontrol

15. Parkir Truk

16. Gudang

17. Mess

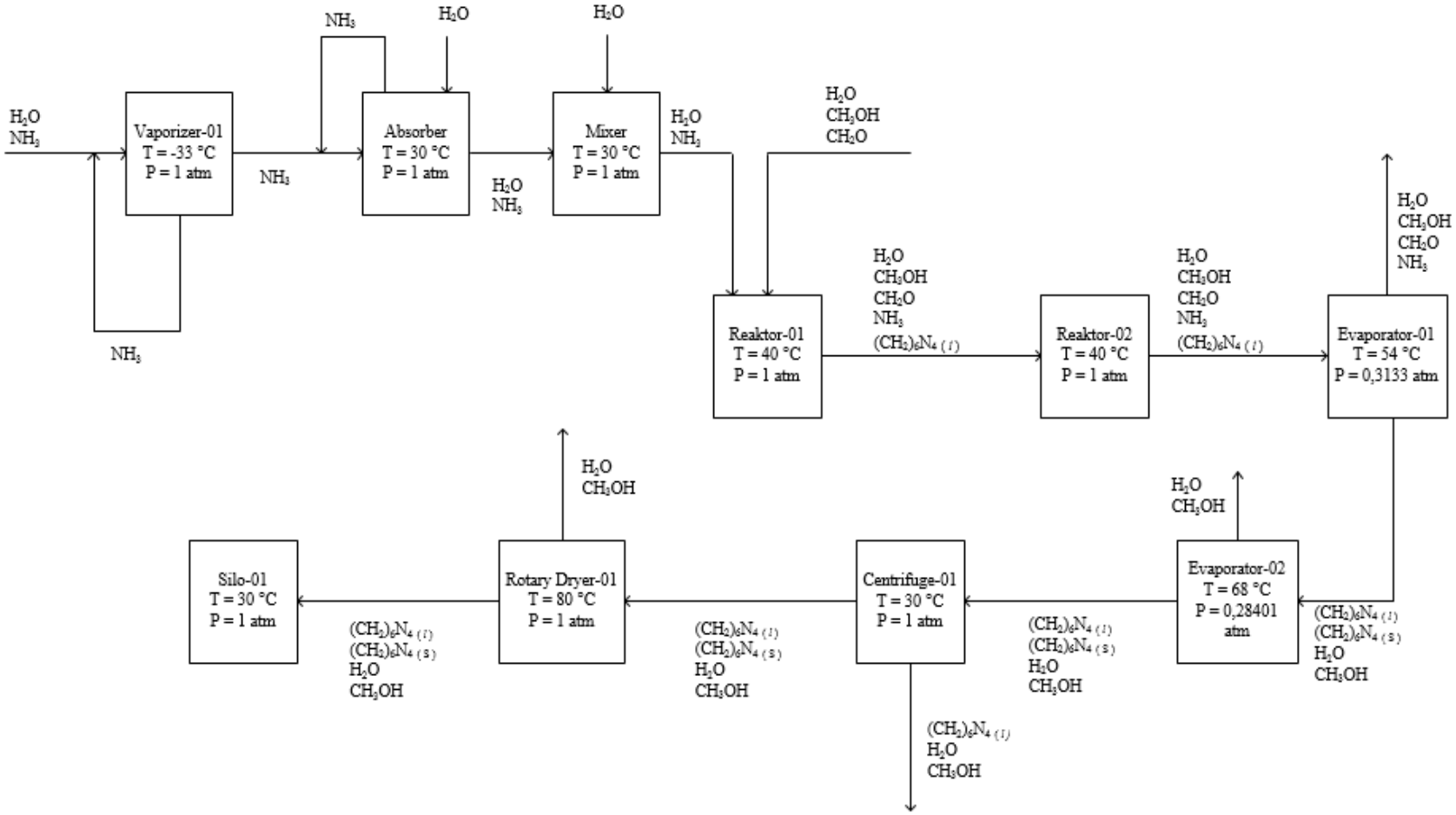
18. Bengkel

19. Taman

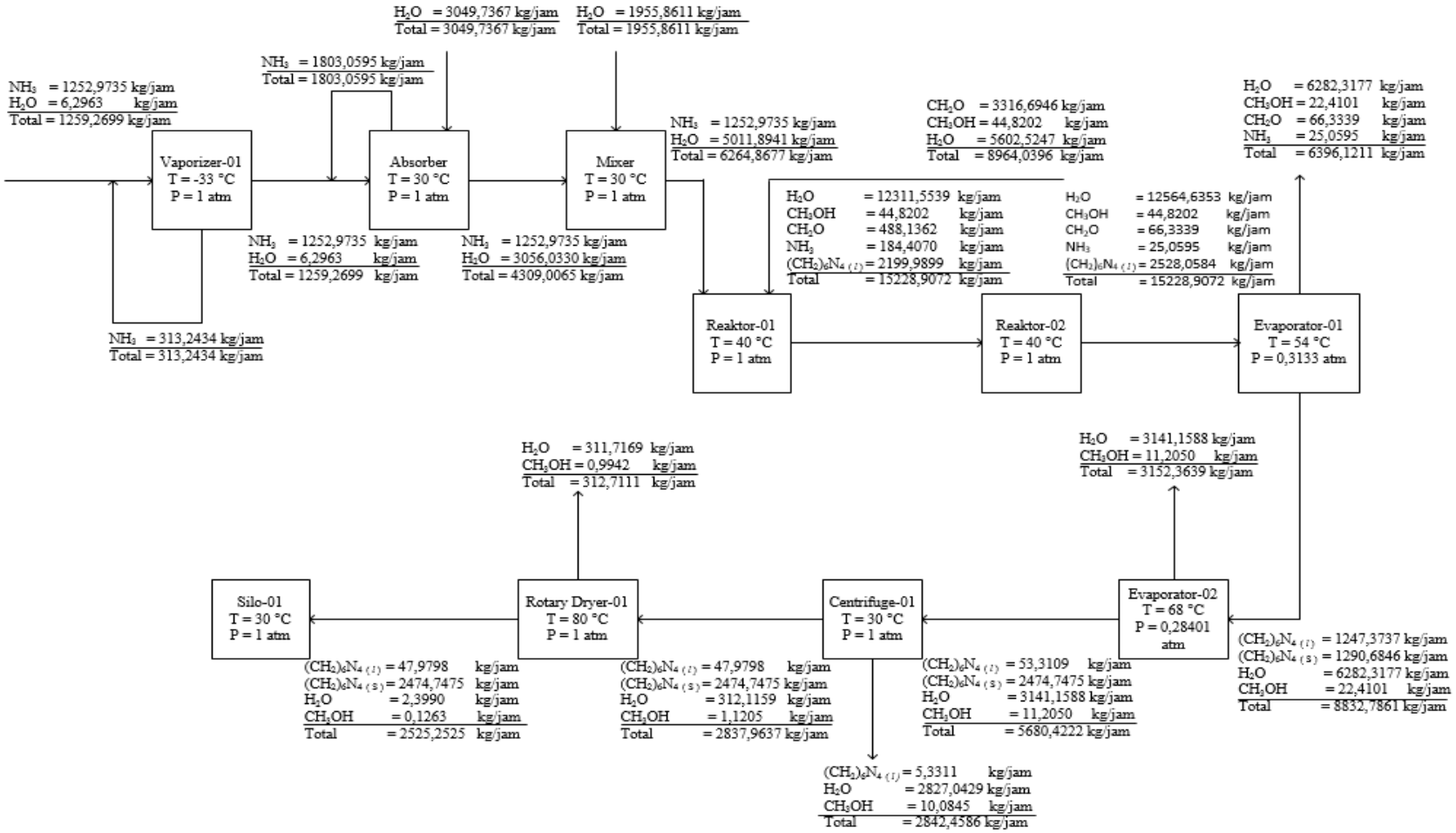
20. Area Perluasan Pabrik

21. Ruang Teknik dan Produksi

22. Unit Pengolahan Limbah



Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif

4.4.Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

a. Produk : *Hexamin*e

b. Kapasitas : 20.000 ton/tahun

c. Satu tahun produksi : 330 hari

d. Waktu operasi selama satu hari : 24 jam

e. Satuan : kg/jam

4.4.1.1. Neraca Massa Vaporizer (V-01)

Tabel 4.1 Neraca Massa Vaporizer (V-01)

Senyawa	Masuk		Keluar	
	(kg/jam)	Recycle (kg/jam)	Gas (kg/jam)	Cair (kg/jam)
NH_3	1252,9735	313,2434	1252,9735	313,2434
H_2O	6,2963	1,5741	6,2963	1,5741
Subtotal	1259,2699	314,8175	1259,2699	314,8175
Total	1574,0874		1574,0874	

4.4.1.2. Neraca Massa Absorber (ABS-01)

Tabel 4.2 Neraca Massa Absorber (ABS-01)

Senyawa	Masuk			Keluar	
	(kg/jam)	Fresh Water (kg/jam)	Recycle (kg/jam)	(kg/jam)	Rrecycle (kg/jam)
NH_3	1252,9735	0,0000	1803,0595	1252,973532	1803,059473
H_2O	6,2963	3049,7367	0,0000	3056,033005	0,0000
Subtotal	1259,2699	3049,7367	1803,0595	4309,0065	1803,0595
Total	6112,0660			6112,0660	

4.4.1.3. Neraca Massa Mixer (M-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer (M-01)

Senyawa	Masuk	Keluar
	(kg/jam)	(kg/jam)
NH_3	1252,9735	1252,9735
H_2O	5011,8941	5011,8941
Total	6264,8677	6264,8677

4.4.1.4. Neraca Massa Reaktor 01 (R-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Senyawa	Masuk	Keluar
	(kg/jam)	(kg/jam)
NH_3	1252,9735	184,4070
H_2O	10614,4189	12311,5539
CH_2O	3316,6946	488,1362
CH_3OH	44,8202	44,8202
$(CH_2)_6N_{4\,(l)}$	0,0000	2199,9899
Total	15228,9072	15228,9072

4.4.1.5. Neraca Massa Reaktor 02 (R-02)

Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Senyawa	Masuk	Keluar
	(kg/jam)	(kg/jam)
NH_3	184,4070	25,0595
H_2O	12311,5539	12564,6353
CH_2O	488,1362	66,3339

Lanjutan tabel 4.5.

CH_3OH	44,8202	44,8202
$(CH_2)_6N_{4\,(l)}$	2199,9899	2528,0584
Total	15228,9072	15228,9072

4.4.1.6. Neraca Massa Evaporator 01 (EV-01)

Tabel 4.6 Neraca Massa Evaporator-01 (EV-01)

Senyawa	Masuk	Keluar	
	(kg/jam)	Hasil Atas (kg/jam)	Hasil Bawah (kg/jam)
NH_3	25,0595	25,0595	0,0000
H_2O	12564,6353	6282,3177	6282,3177
CH_2O	66,3339	66,3339	0,0000
CH_3OH	44,8202	22,4101	22,4101
$(CH_2)_6N_{4\,(l)}$	2528,0584	0,0000	1290,6846
$(CH_2)_6N_{4\,(s)}$	0,0000	0,0000	1237,3737
Subtotal	15228,9072	6396,1211	8832,7861
Total	15228,9072	15228,9072	

4.4.1.7. Neraca Massa Evaporator 02 (EV-02)

Tabel 4.7 Neraca Massa Evaporator-02 (EV-02)

Senyawa	Masuk	Keluar	
	(kg/jam)	Hasil Atas (kg/jam)	Hasil Bawah (kg/jam)
H_2O	6282,3177	3141,1588	3141,1588
CH_3OH	22,4101	11,2050	11,2050
$(CH_2)_6N_{4\,(l)}$	1290,6846	0,0000	53,3109
$(CH_2)_6N_{4\,(s)}$	1237,3737	0,0000	2474,7475
Subtotal	8832,7861	3152,3639	5680,4222
Total	8832,7861	8832,7861	

4.4.1.8. Neraca Massa Centrifuge (CF-01)

Tabel 4.8 Neraca Massa Centrifuge-01 (CF-01)

Senyawa	Masuk	Keluar	
	(kg/jam)	Hasil Atas (kg/jam)	Hasil Bawah (kg/jam)
H_2O	3141,1588	2827,0429	314,1159
CH_3OH	11,2050	10,0845	1,1205
$(CH_2)_6N_{4\,(l)}$	53,3109	5,3311	47,9798
$(CH_2)_6N_{4\,(s)}$	2474,7475	0,0000	2474,7475
Subtotal	5680,4222	2842,4586	2837,9637
Total	5680,4222	5680,4222	

4.4.1.9. Neraca Massa Dryer (RD-01)

Tabel 4.9 Neraca Massa Dryer (RD-01)

Senyawa	Masuk	Keluar	
	(kg/jam)	Hasil Atas (kg/jam)	Hasil Bawah (kg/jam)
H_2O	314,1159	311,7169	2,3990
CH_3OH	1,1205	0,9942	0,1263
$(CH_2)_6N_{4\,(l)}$	47,9798	0,0000	47,9798
$(CH_2)_6N_{4\,(s)}$	2474,7475	0,0000	2474,7475
Subtotal	2837,9637	312,7111	2525,2525
Total	2837,9637	2837,9637	

4.4.1.10. Neraca Masa Total

Tabel 4.10 Neraca Massa Total

Senyawa	Masuk	Keluar
	(kg/jam)	(kg/jam)
NH_3	1252,9735	25,0595
H_2O	10614,4189	12564,6353
CH_2O	3316,6946	66,3339

Lanjutan tabel 4.10.

CH_3OH	44,8202	44,8202
$(CH_2)_6N_{4\,(l)}$	0,0000	53,3109
$(CH_2)_6N_{4\,(s)}$	0,0000	2474,7475
Total	15228,9072	15228,9072

4.4.2. Neraca Panas

4.4.2.1. Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Tabel 4.11 Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	415822,5032	
Produk		1888729,3894
ΔH pemanas	1472906,8863	
Total	1888729,3894	1888729,3894

4.4.2.2. Neraca Panas Absorber (ABS-01)

Tabel 4.12 Neraca Panas Absorber (ABS-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	136656,8029	
Produk		136656,8029
Total	136656,8029	136656,8029

4.4.2.3. Neraca Panas Mixer (M-01)

Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer (M-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	1566371,2938	
Produk		1566371,2938
Total	1566371,2938	1566371,2938

4.4.2.4. Neraca Panas Reaktor 01 (R-01)

Tabel 4.14 Neraca Panas Reaktor 01 (R-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	1405361,1899	
Produk		888530,2370
ΔH rekasi	524275,7187	
ΔH pendingin		1041106,6715
Total	1929636,9085	1929636,9085

4.4.2.5. Neraca Panas Reaktor 02 (R-02)

Tabel 4.15 Neraca Panas Reaktor 02 (R-02)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	888530,2370	
Produk		811459,0005
ΔH rekasi	78181,4202	
ΔH pendingin		155252,6566
Total	966711,6572	966711,6572

4.4.2.6. Neraca Panas Evaporator 01 (EV-01)

Tabel 4.16 Neraca Panas Evaporator 01 (EV-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	889272,6369	
Produk		15953799,6904
ΔH pemanas	15064527,0535	
Total	15953799,6904	15953799,6904

4.4.2.7. Neraca Panas Evaporator 02 (EV-02)

Tabel 4.17 Neraca Panas Evaporator 02 (R-02)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	905351,1702	
Produk		8257274,6318
ΔH pemanas	7351923,4616	
Total	8257274,6318	8257274,6318

4.4.2.8. Neraca Panas Centrifuge (CF-01)

Tabel 4.18 Neraca Panas Centrifuge (CF-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	87028,8454	
Produk		87028,8454
Total	87028,8454	87028,8454

4.4.2.9. Neraca Panas Dryer (RD-01)

Tabel 4.19 Neraca Panas Dryer (RD-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	27548,3066	
Produk		230974,9755
Q pemanas	930966,0491	930966,0491
udara panas	1902641,6851	1118577,9785
panas hilang		580637,0377
Total	2861156,0408	2861156,0408

4.4.2.10. Neraca Panas Cooler-01 (CL-01)

Tabel 4.20 Neraca Panas Cooler-01 (CL-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	746386,4649	
Produk		87019,4912
ΔH pendingin		659366,9738
Total	746386,4649	746386,4649

4.4.2.11. Neraca Panas Heater-01

Tabel 4.21 Neraca Panas Heater-01 (HE-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	134859,3633	
Produk		405624,2079
ΔH pemanas	270764,8445	
Total	405624,2079	405624,2079

4.4.2.12. Neraca Panas Heater-02

Tabel 4.22 Neraca Panas Heater-02 (HE-02)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Umpan	327746,9514	
Produk		999736,9820
ΔH pemanas	671990,0306	
Total	999736,9820	999736,9820

4.4.2.13. Neraca Panas Heater-03

Tabel 4.23 Neraca Panas Heater-03 (HE-03)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Masuk	3755650,2152	
Keluar		4994525,4305
Steam	1238875,2153	
Total	4994525,4305	4994525,4305

4.5. Perawatan (*Maintenance)*

Perawatan (*maintenance*) adalah suatu kegiatan untuk merawat atau memelihara dan menjaga mesin atau peralatan dalam kondisi yang terbaik supaya dapat digunakan untuk melakukan produksi sesuai dengan perencanaan. Tujuan daripada dilakukannya pengecekan dan pemeliharaa peralatan secara berkala guna menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas 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 berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*, antaralain:

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

- Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.
- Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk menjalankan suatu proses produksi dalam suatu pabrik diperlukan adanya sarana penunjang. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Penyediaan utilitas merupakan bagian daripada sarana penunjang dari suatu proses produksi pabrik. Beberapa penyediaan utilitas ini meliputi:

4.6.1. Unit Penyedia Air

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

a. 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.
b. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air Pendingin

   Adapun beberapa faktor yang menyebabkan digunakannya air sebagai media pendingin, antara lain:

   a. Tidak terdekomposisi.
   b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
   c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
   d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.

2. Air Umpan Boiler

   Air yang berasal dari sungai belum memenuhi persyaratan untuk digunakan sebagai umpan boiler sehingga harus menjalani proses pengolahan terlebih dahulu. Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan tertentu agar tidak menimbulkan masalah-masalah seperti pembentukan kerak pada boiler, terjadinya korosi pada boiler serta pembentukan busa di atas permukaan dalam drum boiler. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler, antaralain :

   a. 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.

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

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

c. Zat yang dapat 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. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

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

a. Syarat fisika, meliputi :

- Suhu : Di bawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi :

- pH netral (6,5 – 7,5)
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.

- Tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti air raksa (Hg) dan Timbal (Pb)

c. Syarat bakteriologis, meliputi :

- Tidak mengandung bakteri – bakteri, terutama bakteri yang *pathogen*.
- Tidak mengandung mikroba penghasin toksin (Nafiatud, 2008)

4.6.2. Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air dipenuhi dari air sungai Musi. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

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

- $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- $Ca(OH)_2$, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan, Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity* nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Filtrer / Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm.

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

a) *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+. Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Reaksi:

$$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO_3^-$$

$$MgCl_2 + R - HSO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$$

$$Na_2SO_4 \longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$$

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

Reaksi:

$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4$

b) *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-}, Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi :

$CO_3^- \longrightarrow CO_3$

$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$

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

$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$

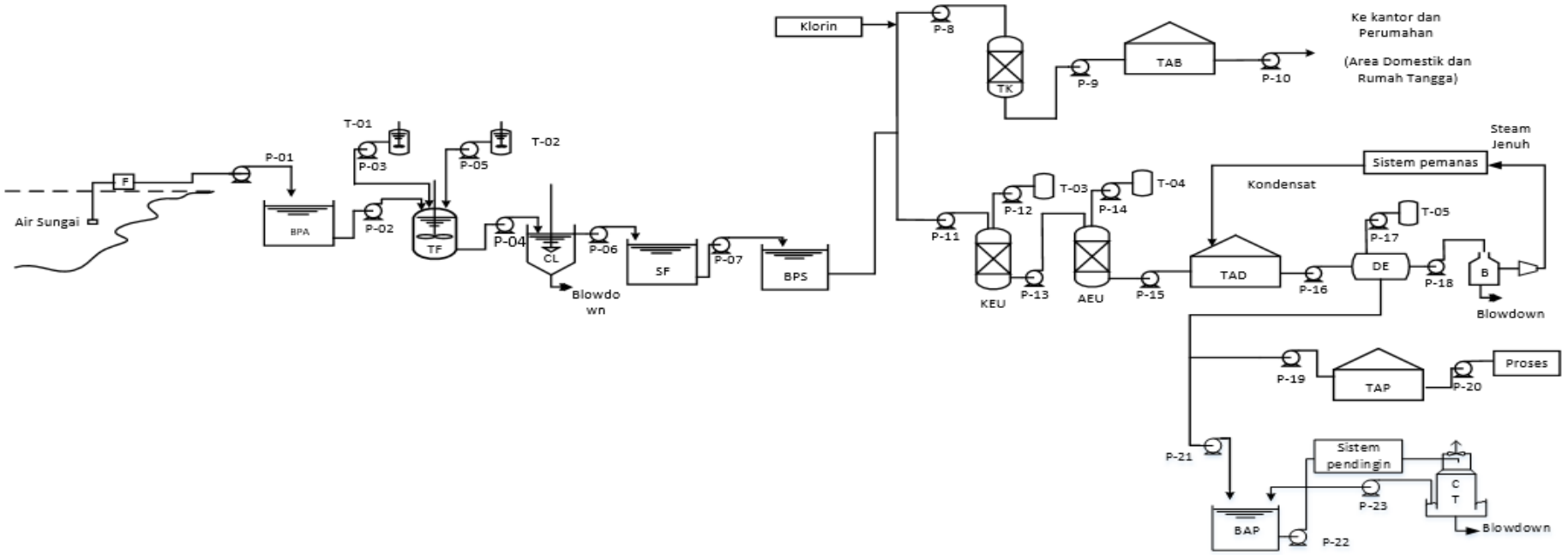
4. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2), Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube* boiler.

Reaksi:

$$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$$

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



F	:	Filter	TAB	:	Tangki Air Bersih	D	:	Deaerator
BPA	:	Bak Pengendapan Awal	TAP	:	Tangki Air Proses	B	:	Boiler
TF	:	Tangki Flokulator	BAP	:	Bak Air Pendingin	T-01	:	Tangki Tawas
CL	:	Clarifier	CT	:	Cooling Tower	T-02	:	Tangki Kapur
SF	:	Sand Filter	KEU	:	Kation Exchanger	T-03	:	Tangki H2SO4
BPS	:	Bak Penampungan Sementara	AEU	:	Anion Exchanger	T-04	:	Tangki NaOH
TK	:	Tangki Kaporit	TAD	:	Tangki Air Demin	T-05	:	Tangki Hydrazine

Gambar 4.7 Flowdiagram Utilitas

4.6.3. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pendingin

   Tabel 4.24 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	**Jumlah (kg/jam)**
Reaktor 01	49711,3886
Reaktor 02	7413,0974
Cooler	15731,2429
Total	**72855,7288**

   Dengan *overdesign* 20%, maka jumlah total kebutuhan air untuk proses sebesar 87426,8745 kg/jam. Jumlah make up air pendingin sebesar 1486,2569 kg/jam. Jadi kebutuhan air pendingin bila dikalkulasikan besarnya menjadi 88913,1314 kg/jam

2. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

   Tabel 4.25 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	**Jumlah (kg/jam)**
Vaporizer	5314,7211
Evaporator-01	7117,1939
Evaporator-02	3522,3951
HE-01	127,9208
HE-02	317,4766
HE-03	588,5906
Ejector-01	4920,1378
Ejector-02	2424,9173
Total	24333,3533

   Dengan *overdesign* 20%, maka jumlah total kebutuhan air untuk pembangkit *steam* sebesar 29200,0239 kg/jam. Kebutuhan air

makeup untuk *steam* merupakan 20% dari kebutuhan air *steam*. Kebutuhan air untuk *makeup* air *steam* sebesar 5840,0048 kg/jam. Jadi kebutuhan air pembangkit *steam* bila dikalkulasikan besarnya menjadi 35040,0287 kg/jam

3. Kebutuhan Air untuk Proses

Tabel 4.26 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer	1955,8611
Absorber	3049,7367
Total	5005,5978

Dengan *overdesign* 20%, maka jumlah total kebutuhan air untuk proses sebesar 6006,7173 kg/jam.

4. Kebutuhan Air untuk Keperluan Domestik dan Rumah Tangga

Tabel 4.27 Kebutuhan Air untuk Keperluan Domestik dan Rumah Tangga

Penggunaan	Jumlah air (kg/jam)
Kantin, Musola, Kebun	333,3333
Pemadam Kebakaran	208,3333
Laboratorium	16,6667
Poliklinik	16,6667
Bengkel	8,3333
Kebutuhan Rumah Tangga	416,6667
Karyawan	827,0028
Total	1827,0028

Jadi, total kebutuhan untuk domestik sebesar 1827,0028 kg/jam

5. Total Keseluruhan Kebutuhan Air

Tabel 4.28 Total Keseluruhan Kebutuhan Air

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Kebutuhan Air Pendingin	88913,1314
Kebutuhan Air Proses	6006,7173
Kebutuhan Air Pembangkit Steam	35040,0287
Kebutuhan Air Domestik dan Rumah Tangga	1827,0028
Total	131786,8802
Total (20% cadangan)	158.144,2563

4.6.4. Unit Pembangkit Listrik

Dalam industri, peranan tenaga listrik tidak hanya dipakai sebagai energi, akan tetapi dipakai juga untuk penerangan. Listrik untuk penerangan pada pabrik merupakan salah satu faktor yang penting dalam lingkungan kerja. Penerangan yang cukup dapat memberikan dampak positif terhadap suatu industri, diantaranya:

1. Menaikkan produksi dan menekan biaya
2. Memperbesar ketepatan atau ketelitian dan memperbaiki kualitas produk yang dihasilkan
3. Mengurangi tingkat kecelakaan kerja
4. Mengurangi prosentase terjadi cacat *(defect)* dari produk.

Listik yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan produksi disuplai dari PLN dan *generator*. Penggunaan diesel generator bertujuan sebagai listrik cadangan untuk proses produksi apabila terjadi

pemadaman PLN. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, *diesel* juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power alat yang dinilai penting diantaranya *boiler*, pompa, dan *cooling tower*. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah:

a. Kapasitas : 1500 kWh
b. Jenis : *Generator diesel*
c. Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari *generator 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 tenaga listrik 50% dan *diesel* 50%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari *diesel* 100%. Adapun pada unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

a. Listrik untuk keperluan alat proses sebesar 143,0625 kWh
b. Listrik untuk keperluan alat utilitas sebesar 66,8848 kWh
c. Instrumentasi sebesar 20,9947 kWh
d. Penerangan & AC 200 kWh
e. Rumah tangga 250 kWh

Berikut merupakan perincian masing-masing keperluan listrik baik pada alat proses maupun pada alat utlitas:

Tabel 4.29 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya		
		Hp	Watt	
Mixer	M-01	0,7500	559,2750	
Reaktor 01	R-01	15,0000	11185,5000	
Reaktor 02	R-02	30,0000	22371,0000	
Centrifuge	CF-01	5,0000	3728,5000	
Rotary Dryer	RD-01	0,7500	559,2750	
Pompa-01	P-01	30,0000	22371,0000	
Pompa-02	P-02	15,0000	11185,5000	
Pompa-03	P-03	15,0000	11185,5000	
Pompa-04	P-04	15,0000	11185,5000	
Pompa-05	P-05	25,0000	18642,5000	
Pompa-06	P-06	20,0000	14914,0000	
Bucket Elevator	BE-01	0,2500	186,4250	
Belt Conveyor	BC-01	0,0500	37,2850	
Screw Conveyor	SC-01	0,0500	37,2850	
Fan	F-01	20,0000	14914,0000	
Total		191,8500	143062,5450	Watt
			143,0625	kW

Tabel 4.30 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	**Kode Alat**	**Daya**	
		Hp	**Watt**
Bak Penggumpal	BF	5,0000	3728,5000
Pengaduk Tangki Tawas	T-04	10,0000	7457,0000
Pengaduk Tangki Kapur	T-05	5,0000	3728,5000
Blower Cooling Tower	BCT-01	0,0500	37,2850
Pompa-01	PU-01	10,0000	7457,0000
Pompa-02	PU-02	15,0000	11185,5000
Pompa-03	PU-03	0,1250	93,2125
Pompa-04	PU-04	15,0000	11185,5000
Pompa-05	PU-05	0,2500	186,4250
Pompa-06	PU-06	3,0000	2237,1000
Pompa-07	PU-07	5,0000	3728,5000
Pompa-08	PU-08	0,2500	186,4250
Pompa-09	PU-09	0,5000	372,8500
Pompa-10	PU-10	0,2500	186,4250
Pompa-11	PU-11	0,7500	559,2750
Pompa-12	PU-12	0,0500	37,2850

Lanjutan tabel 4.30

Pompa-13	PU-13	1,0000	745,7000	
Pompa-14	PU-14	0,0500	37,2850	
Pompa-15	PU-15	2,0000	1491,4000	
Pompa-16	PU-16	5,0000	3728,5000	
Pompa-17	PU-17	0,0500	37,2850	
Pompa-18	PU-18	5,0000	3728,5000	
Pompa-19	PU-19	2,0000	1491,4000	
Pompa-20	PU-20	0,7500	559,2750	
Pompa-21	PU-21	0,1667	124,2833	
Pompa-22	PU-22	1,5000	1118,5500	
Pompa-23	PU-23	1,9523	1455,8294	
Total		89,6940	66.884,7903	Watt
			66,8848	kW

4.6.5. Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Kebutuhan udara tekan diperkirakan 50,976 m^3/jam. *Overdesign* untuk penyediaan udara tekan dilebihkan 10%, sehingga total kebutuhan udara tekan sebesar 56,0736 m^3 /jam.

4.6.6. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar untuk boiler dan generator menggunakan solar. Adapun kebutuhan masing masing solar yaitu untuk boiler sebanyak 713,5378 m^3 dan untuk generator sebanyak 35,5396 m^3. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 749,0774 m^3. *Overdesign* untuk penyediaan bahan bakar dilebihkan 20%, sehingga total kebutuhan bahan bakar sebesar 898,8929 m^3.

4.6.7. Unit Pembangkit Steam

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

- Kapasitas : 24333,3533kg/jam
- Tekanan : 1 atm
- Jenis : *Water Tube Boiler*
- Jumlah : 1 buah

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

4.6.8. Unit Pengolahan Limbah

Limbah membutuhkan pengolahan bila ternyata mengandung senyawa pencemaran yang berakibat menciptakan kerusakan terhadap lingkungan atau paling tidak potensial menciptakan pencemaran. Limbah yang dihasilkan pabrik ini merupakan limbah gas yang berasal dari unit proses. Limbah ini selanjutnya diolah dalam Unit Pengolahan Lanjutan (UPL).

4.6.9. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Filter (F)

   Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar misalnya daun, ranting sampah dan pengotor

lainnya yang berasal dari air sungai

Dimensi :

Tinggi Filter = 5 m

Ukuran lubang saringan yang digunakan bediameter 1 cm

Ukuran saringan digunakan panjang 10 ft dan lebar 8 ft

2. Bak Pengendapan Awal (BPA)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai agar mengendap secara gravitasi

Jenis : Bak berbentuk persegi dengan diperkuat beton bertulang

Dimensi : Panjang = 12,8260 m

Lebar = 12,8260 m

Tinggi = 6,4130 m

Jumlah : 1 buah

3. Tangki Flokulator (TF)

Fungsi : Mengendapkan air yang berasal dari bak pengendap awal dengan $Ca(OH)_2$ dan koagulan tawas

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Dimensi : Dimeter = 4,8191 m

Tinggi = 9,6383 m

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi Pengaduk :

Diameter Pengaduk = 1,6064 m

Lebar Pengaduk = 0,2731 m

Lebar Baffle = 0,4016 m

Jenis Pengaduk = Marine propeller 3 blade

Power Pengadukan = 5 HP

4. Clarifier (CL)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari flokulator

Jenis : Tangki silinder dengan *cone bottom*

Dimensi : Tinggi Tangki = 15,2998 m

Diameter Tangki = 7,6492 m

Tinggi cone = 1,7667 m

Tinggi Total = 17,0665 m

Jumlah : 1 buah

5. Sand Filter (SF)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus (kotoran yang masih tersisa atau belum mengendap) dalam clarifier

Jenis : *Gravity sand filter*

Dimensi : Panjang = 3,3472 m

Lebar = 3,3472 m

Tinggi = 1,6736 m

Jumlah : 1 buah

6. Bak Penampungan Sementara (BPS)

Fungsi : Menampung air bersih yang berasal dari sand filter

Jenis : Bak berbentuk persegi dengan diperkuat beton

Dimensi : Panjang = 6,8134 m

Lebar = 6,8134 m

Tinggi = 3,4067 m

Jumlah : 1 buah

7. Tangki Kaporit (TK)

Fungsi : Membuat dan melarutkan larutan kaporit 2% yang akan diguanakan sebagai desinfektan

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Dimeter = 1,4083 m

Tinggi = 2,8165 m

Jumlah : 1 buah

8. Tangki Air Bersih (TAB)

   Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga (kebutuhan domestik)

   Jenis : Tangki silinder tegak dengan alas datar *(flat bottom)*

   Dimensi : Dimeter = 4,0621 m

   Tinggi = 8,1243 m

   Jumlah : 1 buah

9. Tangki Air Proses (TAP)

   Fungsi : Menapung air besih untuk keeprluan proses

   Jenis : Tangki silinder tegak dengan alas datar *(flat bottom)*

   Dimensi : Dimeter = 6,0402 m

   Tinggi = 12.0805 m

   Jumlah : 1 buah

10. Bak Air Pendingin (BAP)

   Fungsi : Menampung air untuk keperluan pendinginan

   Jenis : Bak berbentuk persegi diperkuat beton bertulang

   Dimensi : Panjang = 5,9423 m

   Lebar = 5,9423 m

   Tinggi = 2,9711 m

   Jumlah : 1 buah

11. *Cooling Tower* (CT)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin agar dapat digunakan kembali

Jenis : *Inducted draft cooling water*

Tin : 40 ^{o}C

Tout : 30 ^{o}C

Dimensi : Panjang = 3,7062 m

Lebar =3,7062 m

Power Blower : 0,05 HP

12. *Kation Exchanger* (KEU)

Fungsi : Mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak

Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir resin penukar ion

Dimensi : Diameter = 1,1788 m

Tinggi bed = 1,9050 m

Tinggi tangki = 2,2860 m

Jumlah : 1 buah

13. *Anion Exchanger (AEU)*

Fungsi : Mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak

Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir resin penukar ion

Dimensi : Diameter = 1,1788 m

Tinggi bed = 1,9050 m

Tinggi tangki = 2,2860 m

14. Tangki Penampung Air Demin (TAD)

Fungsi : Menampung air demin

Jenis : Tangki silinder tegak dengan alas datar *(flat bottom)*

Dimensi : Dimeter = 3,8279 m

Tinggi = 7,6559 m

Jumlah : 1 buah

15. Deaerator (DE)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas (terutama oksigen) di dalam air

Jenis : Tangki silinder horizontal

Dimensi : Diameter = 3,8279 m

Panjang = 7,6559 m

Jumlah : 1 buah

16. Boiler (B)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : *Water Tube Boiler*

Dimensi : Panjang Tube = 6,096 m

Diameter Tube = 0,0762 m

Jumlah Tube = 7 buah

Dimensi Pemasukan dan Pengeluaran

NPS : ¾ in

OD : 1,05 in

ID : 0,742 in

SCH : 80

Jumlah : 1 buah

17. Kompresor Utilitas (CO-01)

Fungsi : Mengalirkan gas dari boiler menuju zona pemanasan

Jenis : *Single Stage Centrifugal Compressor*

Tenaga motor : 6 HP

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

18. Tangki Asam Sulfat (T-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan H_2SO_4 untuk regenerasi *ion exchanger*

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Dimeter = 2,7420 m

Tinggi = 5,4840 m

Jumlah : 1 buah

19. Tangki Sodium Hidroksida (T-02)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi *ion exchanger*

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Dimeter = 2,3437 m

Tinggi = 4,6873 m

Jumlah : 1 buah

20. Tangki Hydrazine (T-03)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan N_2H_4

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Dimeter = 3,8488 m

Tinggi = 7,6977 m

Jumlah : 1 buah

21. Tangki Tawas (T-04)

Fungsi : Membuat dan melarutkan larutan tawas 5% yang akan diumpankan ke dalam tangka flokulator

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Dimeter = 1,0993 m

Tinggi = 2,1986 m

Spesifikasi Pengaduk :

Diameter Pengaduk = 0,3664 m

Lebar Pengaduk = 0,0366 m

Lebar Baffle = 0,0916 m

Jenis Pengaduk = Marine propeller 3 blade

Power Pengadukan = 10 HP

Jumlah : 1 buah

22. Tangki Kapur (T-05)

Fungsi : Membuat dan melarutkan larutan kapur 5% yang akan diumpankan ke dalam tangka flokulator

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Dimeter = 1,3943 m

Tinggi = 2,7885 m

Spesifikasi Pengaduk :

Diameter Pengaduk = 0,4648 m

Lebar Pengaduk = 0,0465 m

Lebar Baffle = 0,1162 m

Jenis Pengaduk = Marine propeller 3 blade

Power Pengadukan = 5 HP

Jumlah : 1 buah

23. Pompa Utilitas (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendapan awal (BPA)

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 10 in

SCH = 60

OD = 10,75 in

ID = 9,75 in

Jenis Aliran : Turbulen

Kapasitas : 756,2727 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 86%

Motor Standar = 10 HP

Jumlah : 2 buah

24. Pompa Utilitas (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air keluaran bak pengendapa awal (BPA) menuju bak flokulator (BF)

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 10 in

SCH = 60

OD = 10,75 in

ID = 9,75 in

Jenis Aliran : Turbulen

Kapasitas : 756,2727 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 86%

Motor Standar = 15 HP

Jumlah : 2 buah

25. Pompa Utilitas (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan tawas 5% menuju tangki flokulator

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 3/8 in

SCH = 40

OD = 0,675 in

ID = 0,493 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 1,2462 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 0,125 HP

Jumlah : 2 buah

26. Pompa Utilitas (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air keluaran bak flokulator (BF) menuju clarifier (CL)

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 10 in

SCH = 60

OD = 10,75 in

ID = 9,75 in

Jenis Aliran : Turbulen

Kapasitas : 756,2727 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 87%

Motor Standar = 15 HP

Jumlah : 2 buah

27. Pompa Utilitas (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan $Ca(OH)_2$ 5% menuju bak flokulator

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = ¾ in

SCH = 80

OD = 1,05 in

ID = 0,742 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 2,8750 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 0,25 HP

Jumlah : 2 buah

28. Pompa Utilitas (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air keluaran clarifier (CL) menuju Sand filter (SF)

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 10 in

SCH = 60

OD = 10,75 in

ID = 9,75 in

Jenis Aliran : Turbulen

Kapasitas : 680,6455 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 81%

Motor Standar = 3 HP

Jumlah : 2 buah

29. Pompa Utilitas (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air keluaran sand filter (SF) menuju bak penampung sementara (BPS)

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 10 in

SCH = 60

OD = 10,75 in

ID = 9,75 in

Jenis Aliran : Turbulen

Kapasitas : 680,6455 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 83%

Motor Standar = 5 HP

Jumlah : 2 buah

30. Pompa Utilitas (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air bak penampung sementara (BPS) tangki kaporit (TK)

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 1 ¼ in

SCH = 80

OD = 1,66 in

ID = 1,278 in

Jenis Aliran : Laminar

Kapasitas : 9,4360 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = ¼ HP

Jumlah : 2 buah

31. Pompa Utilitas (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kaporit (TK) menuju tangki air bersih (TAB)

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 1 ¼ in

SCH = 80

OD = 1,66 in

ID = 1,278 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 9,4360 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 0,5 HP

Jumlah : 2 buah

32. Pompa Utilitas (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air bersih (TAB) ke area domestik dan perkantoran

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 1 ¼ in

SCH = 80

OD = 1,66 in

ID = 1,278 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 9,4360 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 0,25 HP

Jumlah : 2 buah

33. Pompa Utilitas (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air bak penampung sementara (BPS) menuju KEU

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 3 in

SCH = 80

OD = 3,5 in

ID = 2,9 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 68,8614 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = ¾ HP

Jumlah : 2 buah

34. Pompa Utilitas (PU-12)

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 ke KEU

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 3/8 in

SCH = 80

OD = 0,675 in

ID = 0,423 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 0,7735 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 0,05 HP

Jumlah : 2 buah

35. Pompa Utilitas (PU-13)

Fungsi : Mengalirkan air dari KEU menuju AEU

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 3 in

SCH = 80

OD = 3,5 in

ID = 2,9 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 68,8614 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 1 HP

Jumlah : 2 buah

36. Pompa Utilitas (PU-14)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki NaOH ke KEU untuk regenerasi

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = ¼ in

SCH = 40

OD = 0,54 in

ID = 0,364 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 0,5171 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 0,05 HP

Jumlah : 2 buah

37. Pompa Utilitas (PU-15)

Fungsi : Mengalirkan air dari AEU menuju tangki demin

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 4 in

SCH = 80

OD = 3,5 in

ID = 72,9 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 68,8614 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 81%

Motor Standar = 2 HP

Jumlah : 2 buah

38. Pompa Utilitas (PU-16)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki demin menuju deaerator

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 6 in

SCH = 80

OD = 6,625 in

ID = 5,761 in

Jenis Aliran : Transisi

Kapasitas : 189,5099 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 83%

Motor Standar = 5 HP

Jumlah : 2 buah

39. Pompa Utilitas (PU-17)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki hidrazine ke deaerator

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 1/8 in

SCH = 40

OD = 0,405 in

ID = 0,215 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 0,1137 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 0,05 HP

Jumlah : 2 buah

40. Pompa Utilitas (PU-18)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 6,0 in

SCH = 80

OD = 6,625 in

ID = 5,761 in

Jenis Aliran : Transisi

Kapasitas : 150,8106 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 83%

Motor Standar = 5 HP

Jumlah : 2 buah

41. Pompa Utilitas (PU-19)

Fungsi : Mengalirkan air deaerator menuju tangki air proses

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 2 in

SCH = 40

OD = 2,38 in

ID = 2,067 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 31,0232 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 81%

Motor Standar = 2 HP

Jumlah : 2 buah

42. Pompa Utilitas (PU-20)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air proses ke proses

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 2,0 in

SCH = 40

OD = 2,38 in

ID = 2,067 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 30,0231 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = ¾ HP

Jumlah : 2 buah

43. Pompa Utilitas (PU-21)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator menuju tangki air pendingin

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 1 ¼ in

SCH = 80

OD = 1,66 in

ID = 1,278 in

Jenis Aliran : Laminer

Kapasitas : 7,6761 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 80%

Motor Standar = 1/6 HP

Jumlah : 2 buah

44. Pompa Utilitas (PU-22)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke CT

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 8,0 in

SCH = 80

OD = 8,625 in

ID = 7,625 in

Jenis Aliran : Turbulen

Kapasitas : 451,5374 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 81%

Motor Standar = 1,5 HP

Jumlah : 2 buah

45. Pompa Utilitas (PU-23)

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower menuju ke bak air pendingin

Jenis : *Single-stage centrifugal pump*

Pemilihan Pipa

NPS = 8,0 in

SCH = 80

OD = 8,625 in

ID = 7,625 in

Jenis Aliran : Turbulen

Kapasitas : 443,8613 gpm

Putaran Pompa :

Effisiensi Motor = 83%

Motor Standar = 3 HP

Jumlah : 2 buah

4.7.Organisasi Perusahaan

Keberhasilan suatu perusahaan bergantung pada bentuk dan struktur organisasinya. Pengadaan struktur organisasi tidak lain guna mengatur, merencanakan, melaksanakan dan mengendalikan perusahaan dengan efektif dan sefisien mungkin. Untuk mendapatkan profit yang optimal, suatu perusahaan harus didukung oleh pembagian tugas dan wewenang yang jelas dan sesuai dari setiap personil yang terlibat dalam perusahaan. Oleh karena itu untuk kelancaran jalannya perusahaan diperlukan pemilihan bentuk dan sistem manajemen organisasi yang sesuai dengan kapasitas dan tujuan perusahaan.

4.7.1. Bentuk Perusahaan

Badan usaha yang akan dibentuk pada pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Alasan dipilihkan badan usaha ini karena memiliki kapabilitas untuk dapat memiliki, mengatur dan mengolah kekayaannya sendiri serta dapat mengumpulkan modal secara efektif. Adapun alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor yaitu :

a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

d. Kelangsungan Perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
e. Efisiensi dari manajemen karena para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
f. Lapangan usaha lebih luas karena suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha (Widjadja, 2003)

4.7.2. Struktur Organisasi

Roda perusahaan dapat bergerak secara efektif dan efisien jika setiap komponen dalam perusahaan berfungsi secara optimal. Seorang pemimpin perusahaan harus mampu untuk membagi tugas dan menempatkan semua sumber daya perusahaan khususnya sumber daya manusia (SDM) dalam posisi yang tepat sesuai bidang keahlian masing-masing. Hal tersebut dapat menjadikan seorang individu yang terdapat dalam perusahaan tersebut memiliki kejelasan tanggung jawab, koordinasi, kedudukan, hak dan kewajibannya.

Struktur organisasi perusahaan merupakan sebuah garis hierarki (bertingkat) yang mendeskripsikan komponen-komponen yang menyusun perusahaan dimana setiap individu (sumber daya manusia) yang berada dalam lingkup perusahaan tersebut memiliki posisi dan

fungsi masing-masing. Adapun struktur organisasi yang sesuai untuk diterapkan pada perusahaan ini adalah sistem *line and staff*, mengingat pada pabrik ini merupakan perusahaan besar yang mempunyai ruang lingkup serta karyawan yang banyak sehingga membutuhkan staf ahli sebagai pemberi saran dalam bidangnya kepada pemimpin perusahaan.

Pada sistem ini, semakin ke atas jabatan yang diduduki semakin tinggi sehingga tugas, wewenang dan tanggung jawab yang dimiliki juga semakin besar. Tugas, wewenang, dan tanggung jawab tertinggi terletak pada rapat umum pemegang saham.

Pada sistem *line and staff*, setiap bawahan hanya mempunyai satu garis tanggung jawab kepada atasannya dan setiap atasan hanya memiliki satu garis komando kepada bawahannya. Pertimbangan lain digunakan system line and staff organization adalaha lebih mudah dalam pelaksanaan pengawasan dan pertanggungjawaban serta kemungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan mengingat prinsip yang dianut oleh system ini adalah *"the right man on the right place"*.

4.7.3. Deskripsi Jabatan

Dalam melaksanakan kegiatan usaha, bentuk perseroan terbatas ini terdiri dari beberapa personil, yaitu:

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)
2. Dewan Komesaris

3. Direktur utama
4. Staff Ahli
5. Kepala bagian
6. Kepala seksi
7. Operator

4.7.4. Tugas dan Wewenang

Pembagian tugas, wewenang dan tanggung jawab masing-masing bagian adalah sebagai berikut :

a. Rapat Umum Pemegang Saham

Rapat umum pemegang saham merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan yang terdiri dari beberapa orang atau lembaga yang bertugas untuk mencari dan mengumpulkan modal perusahaan. Rapat umum pemegang saham membawahi dewan direksi. Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pendirian dan berjalanya perusahaan. Adapun tugas dan wewenang umum pemegang saham antara lain :

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur Utama
- Mengesahkan hasil-hasil usaha dan rencana perhitungan untung atau rugi tahunan perusahaan (Widjaja, 2003).

b. Dewan Komesaris

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-1/S-2/S-3)

Jumlah : 1 orang

Adapun tugas dan wewenang daripada dewan komesaris, antara lain:

- Pemegang saham dan penentu kebijakan perusahaan
- Mengatur dan mengkoordinasi kepentingan para pemegang saham sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang digariskan dalam anggaran dasar perusahaan
- Member penilaian dan mewakili pemegang saham atas pengesahan.

c. Direktur Utama

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-1/S-2/S-3)

Jumlah : 1 orang

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 kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Menurut Widjadja (2003), tugas dan wewenang daripada direktur utama, antara lain:

- Menentukan kebijakan mikro perusahaan
- Membuat peraturan yang mengatur jalanya perusahaan
- Mengendalikan semua sistem produksi perusahaan
- Mengangkat dan memberhentikan staf dan karyawan bawahnya

d. Direktur Administrasi Umum dan Keuangan

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Hukum/Psikologi (S-1/S-2/S-3)

Jumlah : 1 orang

Adapun tugas dan wewenang daripada direktur administrasi umum dan keuangan, antara lain:

- Bertanggung jawab terhadap direktur utama dan perusahaan dalam bagian administrasi umum, personalia, humas, keamanan serta perusahaan
- Memberi pedoman kepada bawahan, menetapkan kebijaksanaan dan mengkoordinasi kerja karyawan bawahanya
- Mengatur penerimaan dan memberhentikan karyawan
- Mengatur hal-hal yang berkaitan dengan kesejahteraan karyawan (Widjaja, 2003).

Direktur administrasi umum dan keuangan membawahi:

1. Kepala Bagian Pemasaran

   Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi (S1)

   Jumlah : 1 orang

   Kepala bagian keuangan dan pemasaran membawahi kepala seksi keuangan dan kepala seksi pemasaran. Adapaun tugas dan wewenang :

   - Memimpin, mengkoordinasi, mengawasi, dan mendata semua sirkulasi keuangan termasuk pembelian bahan baku,

bahan pembantu, dan penjualan hasil, serta bertanggung jawab pada pembukuan perusahaan.

Kepala Bagian Pemasaran ini membawahi kepala seksi pemasaran dan penjualan yang memiliki tugas dan wewenang guna mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.. Adapun syarat yang harus dipenuhi untuk mengisi posisi ini sebagai berikut :

- Pendidikan : Sarjana Ekonomi (S1)
- Jumlah : 1 orang

2. Kepala Bagian Administrasi

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Psikologi (S1)

Jumlah : 1 orang

Adapun tugas dan wewenang dari kepala bagian administrasi, antaralain :

- Mengkoordinasi serta bertanggung jawab terhadap kegiatan administrasi pabrik, personalia dan tata usaha (Widjaja, 2003).

Kepala Bagian Administrasi ini membawahi kepala seksi administrasi dan kas/anggaran. Keduanya memiliki tugas dan wewenang yang berbeda. Kepala seksi administrasi memiliki tugas dan wewenang bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan sedangkan kepala seksi kas/anggaran memiliki tugas dan

wewenag bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor. Adapun syarat yang harus dipenuhi untuk mengisi posisi ini sebagai berikut :

- Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi (S1) untuk kepala seksi administrasi dan Sarjana Hukum/Ekonomi (S1) untuk kepala seksi kas/anggaran
- Jumlah : 1 orang untuk kepala seksi administrasi
  1 orang untuk kepala seksi kas/anggaran

3. Kepala Bagian Umum

   Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Psikologi/Sosial Politik (S1)

   Jumlah : 1 orang

   Kepala bagian umum membawahi kepala seksi personalia, kepala seksi hubungan masyarakat (humas) dan keamanan. Adapaun tugas dan wewenang dari kepala bagian umum, antaralain :

   - Melayani kepentingan perusahaan yang berkenaan dengan masyarakat sekitar maupun masyarakat dalam perusahaan sendiri.

- Mengatur pelayanan keamanan dan kesejahteraan bagi seluruh karyawan.
- Mengkoordinasi dan mengawasi kegiatan kepegawaian dan Adapun keduanya memiliki tugas dan wewenang serta persayaratan yang berbeda guna mengisi posisi keduanya. Berikut merupakan perbedaan dari keduanya :

1. Kepala Seksi Personalia
   - Tugas wewenang : Mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
   - Pendidikan : Sarjana Hukum/Psikologi (S1)
   - Jumlah : 1 orang
2. Kepala Seksi Humas dan Keamanan
   - Tugas wewenang : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan rela perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.
   - Pendidikan : Sarjana Hukum /Komunikasi (S1)
   - Jumlah : 1 orang untuk kepala seksi humas
     1 orang untuk kepala seksi keamanan

e. Direktur Teknik dan Produksi

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Mesin Mesin (S-1/S-2/S-3)

Jumlah : 1 orang

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab atas kelancaran teknik dan proses produksi dan segala sesuatu yang berkaitan dengannya. Adapun tugas dan wewenang daripada direktur produksi, antara lain:

- Mengusahakan agar barang-barang yang disebutkan oleh berbagai unit organisasi perusahaan dapat diadakan dengan cara pembelian, dimana pertimbangan yang digunakan adalah pelayanan yang baik, harga murah, kualitas tinggi dari supplier
- Mengkoordinasi dan mengawasi pelaksanaan pembelian perusahaan, termasuk pemberian upah terhadap pihak luar atas jasanya didalam penyempurnaan barang-barang perusahaan hingga bermanfaat untuk bidang pemasaran sesuai dengan kebijaksanaan yang telah ditetapkan
- Menentukan standar kualitas produk dan mengatur segala kepentingan proses produksi dari bahan baku sampai hasil produk
- Menentukan pola perencanaan proses produksi secara makro
- Membentuk laporan mengenai hasil produksi kepada pimpinan perusahaan
- Membawahi bagian *Quality Control*
- Melakukan pengujian bahan baku, bahan yang sedang diproses dan bahan jadi (Widjaja, 2003).

Direktur teknik dan produksi membawahi:

1. Kepala Bagian Teknik

   Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin (S1)

   Jumlah : 1 orang

   Kepala bagian teknik dan pemeliharaan bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi. Adapun tugas dan wewenang daripada kepala bagian teknik adalah bertanggung jawab terhadap pengelolaan pabrik secara teknis yang meliputi pemeliharaan alat, bengkel, gudang dan perlengkapannya serta penyediaan listrik. Kepala bagian ini membawahi :

   a. Kepala Seksi Instrumentasi, Listrik dan Perlengkapan
      - Tugas wewenang : Bertanggung jawab terhadap penyediaan lisrik serta alat-alat instrumentasi pabrik.
      - Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro/Teknik Mesin (S1)
      - Jumlah : 1 orang

   b. Kepala Seksi K3
      - Tugas wewenang : Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja para pegawai
      - Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Teknik Mesin (S1)
      - Jumlah : 1 orang

2. Kepala Bagian Produksi

   Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

   Jumlah : 1 orang

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi. Kepala bagian ini membawahi kepala seksi proses, kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu, kepala seksi penelitian dan pengembangan dan kepala seksi utilitas. Kepala bagaian ini memiliki tugas dan wewenang bertanggung jawab atas operasi pabrik di unit proses dan unit utilitas serta menjaga kelangsungan proses produksinya. Kepala bagian ini membawahi :

a. Kepala Seksi Proses
   - Tugas wewenang : Memimpin langsung dan memantau kelancaran proses produksi.
   - Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)
   - Jumlah : 1 orang

b. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu (QC)
   - Tugas wewenang : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.
   - Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)/MIPA
   - Jumlah : 1 orang

c. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan.
   - Tugas wewenang : Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan dan produksi dan efiiensi proses scara keseluruhan.
   - Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)
   - Jumlah : 1 orang

d. Kepala Seksi Utilitas

- Tugas wewenang : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.
- Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Mesin (S1)
- Jumlah : 1 orang

b. Staff Ahli

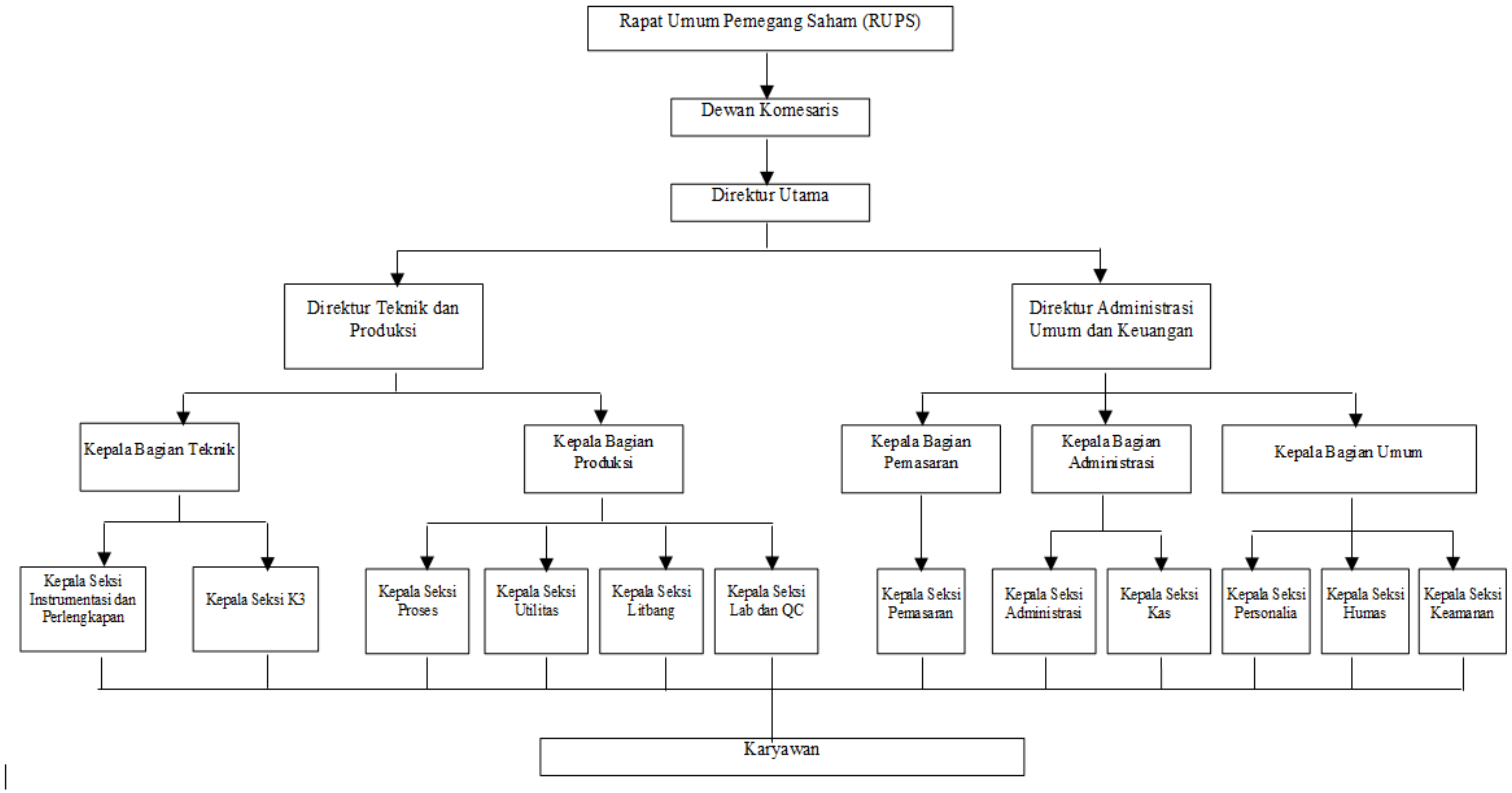
Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi/Hukum (S-1/S-2/S-3)

Jumlah : 1 orang

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

- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberi masukan-masukan dalam perencanaan dan pengembangan perusahaan.
- Memberi saran - saran dalam bidang hukum (Widjaja, 2003).

Adapun struktur organisasi daripada pabrik disajikan pada gambar 4.8.sebagai berikut:



Gambar 4.8 Struktur Organisasi Pabrik

4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pada pra rancangan pabrik ini direncanakan beroperasi setiap hari dengan jam kerja efektif selama 24 jam/hari. Pembagian kerja dilakukan dengan cara *shift*, dalam satu hari dibagi menjadi tiga *shift*. Ada dua macam permbagian kerja antaralain:

4.7.5.1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak berhubungan langsung menangani proses produksi. Karyawan yang dimaksud adalah karyawan kantor dan kepala produksi. Karyawan *non-shift* bekerja selama lima hari dalam seminggu waktu kerja. Berikut merupakan pembagian waktu kerja untuk karyawan *non-shift*:

a. Senin – Kamis
   - Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00
   - Istirahat : 12.00 – 13.00

b. Jumat
   - Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00
   - Istirahat : 11.30 – 13.30

c. Sabtu dan Minggu libur

4.7.5.2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan tenaga kerja yang menangani langsung proses produksi dengan waktu kerja *shift* yakni 8 jam

sehari, dengan satu hari libur. Berikut merupakan jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi:

a. Shift Pagi : 07.00 – 15.00

b. Shift Sore : 15.00 – 23.00

c. Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* dikelompokkan menjadi empat kelompok, yaitu *shift* A, B, C dan D. Selama satu hari kerja, tiga *shift* masuk sementara satu *shift* libur. Tiap kelompok *shift* terdiri atas seksi listrik/instrumentasi, pemeliharaan dan bengkel, proses, utilitas dan laboratorium. Siklus pergantian *shift* dapat dilihat pada tabel 4.31.

Tabel 4.31. Siklus Pergantian *Shift*

	Tanggal														
Shift	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**
A	P	P	P		M	M	M		S	S	S		P	P	P
B	S	S		P	P	P		M	M	M		S	S	S	
C	M		S	S	S		P	P	P		M	M	M		S
D		M	M	M		S	S	S		P	P	P		M	M

Lanjutan Tabel 4.31.

	Tanggal														
Shift	**16**	**17**	**18**	**19**	**20**	**21**	**22**	**23**	**24**	**25**	**26**	**27**	**28**	**29**	**30**
A		M	M	M		S	S	S		P	P	P		M	M
B	P	P	P		M	M	M		S	S	S		P	P	P
C	S	S		P	P	P		M	M	M		S	S	S	
D	M		S	S	S		P	P	P		M	M	M		S

Keterangan :

: Libur

P : *Shift* Pagi

S : *Shift* Siang

M : *Shift* Malam

Adapun waktu istirahat untuk karyawan *shift* dibagi menjadi dua periode. Hal ini dimaksudkan agar waktu istirahat tidak mengganggu jalannya produksi. Berikut merupakan perincian jadwal istirahat pegawai *shift* :

a. *Shift* pagi : 11.30 – 12.30 WIB dan 12.30 – 13.30 WIB
b. *Shift* sore : 18.30 – 19.30 WIB dan 19.30 – 20.30 WIB
c. *Shift* malam : 02.30 – 03.30 WIB dan 03.30 – 04.30 WIB

4.7.6. Hari Libur Karyawan

Karyawan diberikan waktu cuti dalam kurun waktu setahun selama menjalankan tugasnya. Hari libur tersebut antara lain:

4.7.6.1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahunnya. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun yang bersangkutan dan tidak bisa diakumulasikan.

4.7.6.2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian *(non-shift)*, hari libur nasional dianggap hari libur,berarti tidak masuk kerja sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur.

4.7.6.3. Kerja Lembur *(Over Time)*

Kerja lembur terjadi apabila ada karyawan *shift* yang mengambil cuti. Tugas karyawan ini diambil alih oleh karyawan dari *shift* lain dan dianggap sebagai kerja lembur. Bagi karyawan harian kerja lembur terjadi bila ia bertugas di luar jam kerja, karena ada gangguan di pabrik, revisi tahunan atau ada pekerjaan yang harus diselesaikan pada batas waktu tertentu dengan seijin atasan

4.7.7. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Besar gaji yang diberikan ditentukan dari kedudukan atau jabatan dalam perusahaan. Sistem seperti ini disebut dengan sistem bulanan. Dalam sistem bulanan ini, karyawan diberi gaji lembur bila bekerja melebihi waktu yang diwajibkan.

Tabel 4.32. Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan(Rp)	Total Gaji/Tahun(Rp)
Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000	540.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	35.000.000	420.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000	35.000.000	420.000.000
Staff Ahli	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Bag Umum	1	25.000.000	25.000.000	300.000.000

Lanjutan tabel 4.32.

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan(Rp)	Total Gaji/Tahun(Rp)
Ka. Bag. Pemasaran	1	25.000.000	25.000.000	300.000.000
Ka. Bag. Keuangan	1	25.000.000	25.000.000	300.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
Ka. Sek. Instrumentasi dan Perlengkapan	1	25.000.000	25.000.000	300.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	25.000.000	25.000.000	300.000.000
Ka. Sek. Humas	1	25.000.000	25.000.000	300.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	25.000.000	25.000.000	300.000.000
Ka. Sek. Pengendalian Mutu	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. Administrasi	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. Proses	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. K3	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
Ka. Sek. Litbang	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
Karyawan Personalia	2	5.000.000	10.000.000	120.000.000
Karyawan Humas	2	5.000.000	10.000.000	120.000.000
Karyawan Keamanan	4	3.000.000	12.000.000	144.000.000
Karyawan Pengendalian Mutu	3	5.000.000	15.000.000	180.000.000
Karyawan Pemasaran	2	5.000.000	10.000.000	120.000.000
Karyawan Administrasi	2	5.000.000	10.000.000	120.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	2	5.000.000	10.000.000	120.000.000
Karyawan Proses	8	8.000.000	64.000.000	768.000.000

Lanjutan tabel 4.32.

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan(Rp)	Total Gaji/Tahun(Rp)
Karyawan Instrumentasi dan Perlengkapan	4	8.000.000	32.000.000	384.000.000
Karyawan Laboratorium	4	6.500.000	26.000.000	312.000.000
Karyawan Pengendali Lapangan	4	6.000.000	24.000.000	288.000.000
Karyawan Utilitas	5	8.000.000	40.000.000	480.000.000
Karyawan K3	3	7.000.000	21.000.000	252.000.000
Karyawan Litbang	3	7.000.000	21.000.000	252.000.000
Operator	47	6.500.000	305.500.000	3.666.000.000
Dokter	2	10.000.000	20.000.000	240.000.000
Paramedis	3	5.000.000	15.000.000	180.000.000
Sopir	4	3.500.000	14.000.000	168.000.000
Librarian	1	4.500.000	4.500.000	54.000.000
Cleaning Service	4	2.800.000	11.200.000	134.400.000

4.7.8. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan bagi karyawan merupakan salah satu faktor yang dapat menyebabkan efektivitas dan etos kerja pada perusahaan meningkat. Adapun kesejahteraan yang diberikan perusahaan kepada karyawan meliputi :

a. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasrkan jabatan yang dipegang karyawan.

- Tunjangan hari raya yang diberikan dalam bentuk uang selambat-lambatnya tujuh hari sebelum hari raya keagamaan.
- Tunjangan kematian diberikan kepada pegawai yang meninggal dunia bukan atau oleh kecelakaan kerja.
- Tunjangan dinas luar meliputi biaya *transport* dan biaya makan selama menjalankan tugas diluar perusahaan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerjanya.
- Tunjangan pensiun sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

b. Cuti

- Setiap karyawan berhak memperoleh 1 hari cuti dalam sebulan atau 12 hari dalam setahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- Cuti bersalin atau melahirkan khusus untuk karyawan perempuan. Cuti ini diambil sebelum, saat dan setelah melahirkan.
- Cuti bersama diberikan pada hari kurang efektif di antara libur, akhir pekan atau hari raya besar keagamaan atau peringatan hari besar nasional.

c. Baju Dinas

Setiap karyawan berhak untuk menerima baju dinas yang telah disediakan oleh perusahaan guna dipakai saat bekerja.

d. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kerja ditanggung perusahaan.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang tidak menderita sakit tetapi tidak disebabkan karena kecelakaan kerja ditanggung perusahaan.

e. Jaminan Tenaga Kerja (Jamsostek)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawannya lebih dari 10 orang.

4.7.9. Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Resiko kecelakaan saat kerja dapat terjadi kapan dan dimana saja. Untuk itu, kesadaran dan pengetahuan mengenai Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) seharusnya menjadi suatu prioritas utama dalam suatu perusahan untuk tenaga kerjanya. Undang-Undang yang mengatur Keselamatan dan Kesehatan Kerja dimuat pada UU No. 1/1970 dan No. 23/1992

Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) adalah suatu sistem program yang dibuat bagi karyawan maupun pengusaha sebagai upaya pencegahan (preventif) timbulnya kecelakaan kerja dan penyakit akibat hubungan kerja dalam lingkungan kerja dengan cara mengenali hal-hal yang berpotensi menimbulkan kecelakaan kerja dan penyakit akibat hubungan kerja serta tindakan antisipatif bila terjadi hal demikian.

Adapun ruang lingkup bagian keselamatan kerja secara umum meliputi :

1. Mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran, bahaya bahan kimia dan penyakit yang timbul akibat kerja.
2. Mengamankan alat-alat instalasi, alat-alat produksi, dan bahan-bahan produksi.
3. Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman.

Menggunakan Alat Pelindung Diri (APD) saat bekerja dan mengenali setiap resiko yang diterima dalam bekerja merupakan salah satu usaha preventif guna menghindari adanya kecelakaan saat bekerja mengingat angka keselamatan kerja di Indonesia masih dalam level rendah. Penerapan sistem K3 yang baik pada perusahaan akan berdampak pada terciptanya rasa aman bagi karyawan sehingga produktivitas dan efisinesi tenaga kerja meningkat. Selain itu, ketenangan dalam bekerja pun akan dirasakan oleh setiap tenaga kerjanya.

4.8. Evaluasi Ekonomi

Pada prarancangan pabrik *hexamine* ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak. Bagian terpenting dari pra rancangan ini adalah estimasi harga dari alat-alat karena harga digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisis ekonomi, di mana analisis ekonomi

dipakai untuk mendapatkan perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dalam titik impas.

Selain itu, analisis ekonomi juga dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan. Untuk itu pada prarancangan pabrik *hexamine* ini, kelayakan investasi modal pada sebuah pabrik akan dianalisis meliputi :

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow* (DCF)
4. *Break Even Point* (BPE)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Untuk meninjau faktor-faktor tersebut perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, antaralain :

1. Penaksiran modal industri *(Total Capital Investment)*

   Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas – fasilitas produktif dan untuk menjalankannya. *Capital Investment* meliputi :

   a. Modal Tetap *(Fixed Capital Investment)*
   b. Modal Kerja *(Working Capital)*

2. Penentuan biaya produksi total *(Total Production Costs)*, terdiri dari :

   a. Biaya pengeluaran *(Manufacturing Costs)*

b. Biaya pengeluaran umum *(General Expense)*

3. Pendapatan modal

   Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

   a. Biaya tetap *(Fixed Cost)*

   b. Biaya variabel *(Variable Cost)*

   c. Biaya mengambang *(Regulated Cost)*

4. Total pendapatan penjualan produk *hexamine*

4.8.1. Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan pabrik dapat diperkirakan dengan metode yang dikonversikan dengan keadaan yang ada sekarang ini. Penentuan harga peralatan proses dilakukan dengan menggunakan data indeks harga.

Pabrik *hexamine* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2022. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mancari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa yang dicari dengan persamaan regresi linier. Tabel 4.33 menyajikkan harga index peralatan operasi pada beberapa tahun.

Tabel 4.33 Index Harga

Tahun	Index
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1

Lanjutan tabel 4.33.

Tahun	Index
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

Dari data index harga diatas dibuatkan grafik hubungan antara cost index (tahun) dengan chemical engineering plant index yang kemudian diperoleh persamaan y = 10,684x - 20943. Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat dicari harga indeks pada tahun pabrik akan didirikan. Pada tahun 2022 diperoleh perkiraan index harga sebesar 660,048. Harga alat dan lainnya diperkirakan pada tahun evaluasi (2022) dan dilihat dari grafik pada referensi. Untuk mengestimasi harga alat tersebut pada masa sekarang digunakan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$ (Aries & Newton, 1955)

Dengan :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2022

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2022

Ny : Indeks harga tahun referensi

4.8.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi *Hexamine*	=	20.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	=	2022
Kurs mata uang	=	1 US$ = Rp 14497,9,-
Harga bahan baku (CH_2O)	=	$0,60
Harga bahan baku (NH_3)	=	$0,50
Harga Jual	=	$4,00

4.8.3. Perhitungan Biaya

4.8.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital *investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

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

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.

4.8.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct, Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak

atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.8.3.3. *General Expense*

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

4.8.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.8.4.1 *Percent Return On Investment*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. *Return On Investment* dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \text{ x } 100\%$$

4.8.4.2 *Pay Out Time* (POT)

Pay Out time didefinisikan sebagai waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang

diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali. *Pay Out Time* dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

4.8.4.3 *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan perpotongan antara garis total cost dan sales, dimana pada titik tersebut jumlah total cost sama dengan sales. Atau secara sederhana, *Break Even Point* disebut sebagai titik impas dimana pabrik tidak memperoleh keuntungan dari hasil penjualan produk. Operasi pabrik pada kapasitas dibawah titik ini akan mengakibatkan kerugian sedangkan operasi pabrik pada kapasitas diatas titik ini akan menghasilkan keuntungan. Dengan *Break Even Point* kita dapat menentukan pada tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan. *Break Even Point* dapat dirumuskan sebagai berikut :

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

Dengan :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.8.4.4 *Shut Down Point* (SDP)

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

Definisi dari *Shut Down Point* (SDP) adalah:

1. 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 *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mancapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun, Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

4.8.4.5 *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFR)

Definisi *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC+WC)(1+i)^N = C\sum_{n=0}^{n=N-1}(1+i)^N + WC + SV$$

Dengan :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.8.5. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Ethylenediamine* memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*, Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.34. *Fixed Capital Investment* (FCI)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	*Purchase equipment cost*	3.336.491	48.372.139.128
2.	*Installation*	560.320	8.123.475.760
3.	*Piping*	769.704	11.159.096.370
4.	*Instrumentation*	837.003	12.134.789.726
5.	*Insulation*	123.108	1.784.813.225
6.	*Electrical*	500.474	7.255.820.869
7.	*Building*	2.669.192	38.697.711.302
8.	*Land and yard improvements*	19.825.673	287.430.820.869

Lanjutan tabel 4.34.

9.	*Utilities*	2.502.368	36.279.104.346
Physical Plant Cost (PPC)		31.124.333	451.237.771.594
10.	*Engineering and Construction*	6.224.867	90.247.554.319
Direct Plant Cost (DPC)		37.349.199	541.485.325.913
11.	*Contractor's fee*	1.493.968	21.659.413.037
12.	*Contingency*	5.602.380	81.222.798.887
Fixed Capital Investment		44.445.547	644.367.537.837

Tabel 4.35. *Working Capital* (WC)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	*Raw material inventory*	2.158.461	31.293.176.028
2.	*Inprocesess inventory*	103.949	1.507.041.503
3.	*Produk inventory*	1.455.284	21.098.581.044
4.	*Extended credit*	1.814.450	26.305.725.663
5.	*Available cash*	6.237.791	90.434.926.553
Working Capital (WC)		11.770.149	165.982.640.220

Tabel 4.36. *Total Manucfaring Cost* (MC)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	*Raw material*	508.878.014	737.624.863.509
2.	*Labor*	1.005.828	14.582.400.000
3.	*Supervisor*	251.457	3.645.600.000
4.	*Maintenance*	2.666.733	38.662.052.270
5.	*Plant supplies*	400.010	5.799.307.841
6.	*Royalty and patent*	862.423	12.503.324.385

Lanjutan tabel 4.36.

7.	*Raw material utilities*	4.738.551	68.699.090.772
Direct Manufacturing Cost (DMC)		60.803.015	881.516.638.777
8.	*Payroll overhead*	150.874	2.187.360.000
9.	*Laboratory*	100.583	1.458.240.000
10.	*Plant overhead*	502.914	7.291.200.000
11.	*Packaging*	862.423	12.503.324.385
12.	*Shipping*	862.423	12.503.324.385
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		2.479.216	35.943.448.770
13.	*Deprciation*	4.444.555	64.436.753.784
14.	*Property tax*	444.455	6.443.675.378
15.	*Insurance*	444.455	6.443.675.378
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		5.333.466	77.324.104.540
Total Manufacturing Cost		68.615.696	994.784.192.088

Tabel 4.37. *General Expense* (GE)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	*Administration*	1.724.845	25.006.648.770
2.	*Sales Expense*	2.587.268	37.509.973.156
3.	*Research*	2.156.056	31.258.310.963
4.	*Finance*	106.669	1.546.482.091
Total General Expense		6.574.838	92.718.370.720

Tabel 4.38. *Total Production*

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	*Manufacturing cost*	68.615.696	994.784.192.088
2.	*General expense*	6.574.838	92.718.370.720
Total Production		75.190.535	1.090.105.607.067

Tabel 4.39. *Fixed Cost* (Fa)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	Depresiasi	4.444.555	64.436.753.784
2.	*Property tax*	444.455	6.443.675.378
3.	Asuransi	444.455	6.443.675.378
Total Fixed Cost (Fa)		5.333.466	77.324.104.540

Tabel 4.40. *Variable Cost* (Va)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	*Raw material*	50.878.014	737.624.863.509
2.	*Packing and shipping*	862.423	12.503.324.385
3.	Utilitas	4.738.551	68.699.090.772
4.	*Royalties & patents*	862.423	12.503.324.385
5.	*Shipping*	862.423	12.503.324.385
Total Variable Cost (Va)		58.203.833	843.833.927.436

Tabel 4.41. *Regulated Cost (Ra)*

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	Gaji karyawan	1.005.828	14.582.400.000
2.	*Payroll overhead*	653.788	9.478.560.000
3.	*Supervision*	251.457	3.645.600.000
4.	*Laboratory*	100.583	1.458.240
5.	*Maintenance*	2.666.733	38.662.052.270
6.	*General expense*	6.574.838	95.321.414.980
7.	*Plant supplies*	400.010	5.799.307.841
Total Regulated Cost (Ra)		11.653.237	168.947.575.090

4.8.6. Analisa Keuntungan

Harga jual produk *Hexamine*	:	$4,00
Annual Sales (Sa)	:	$86.242.254
Total Production Cost	:	$75.190.535
Keuntungan sebelum pajak	:	$11.051.719
Pajak Pendapatan	:	$5.746.894
Keuntungan setelah pajak	:	$5.304.825

4.8.7. Hasil Kelayakan Ekonomi

4.8.7.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \text{ x } 100\%$$

Adapun besarnya nilai ROI sebesar 24.87%

4.8.7.2 *Pay Out Time (POT*)

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

Adapun besarnya nilai POT sebesar 4,56 tahun.

4.8.7.3 *Break Even Point (BEP)*

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

Didapatkan BEP sebesar 44,41%

4.8.7.4 *Shut Down Point (SDP)*

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

Didapatkan SDP sebesar 17,58%

4.8.7.5 *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Umur pabrik : 10 tahun

Fixed Capital Investment : $44.445.547

Working Capital : $11.770.149

Salvage Value (SV) : $4.444.555

Cash flow (CF) : *Annual profit+depresiasi+ finance*

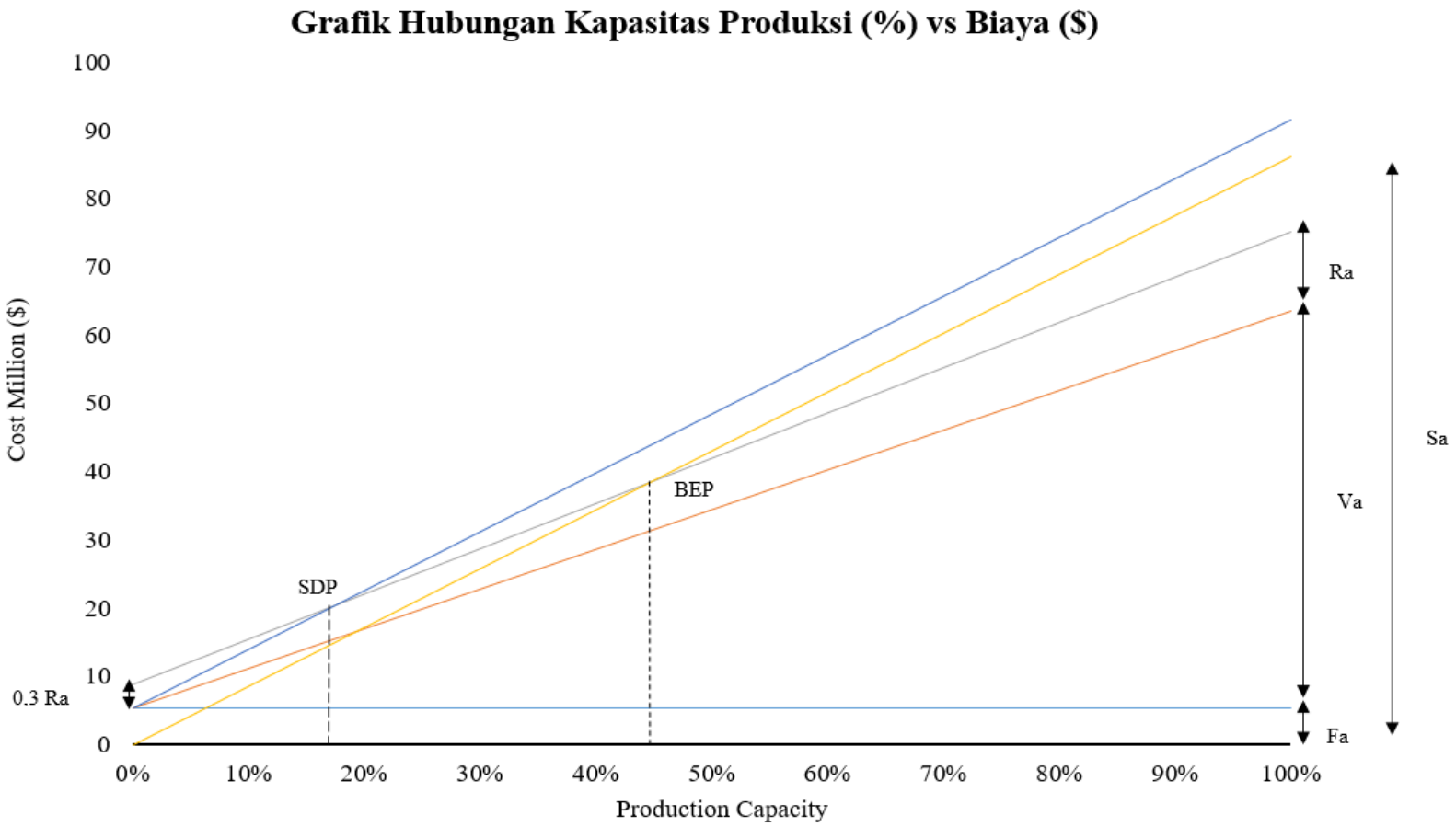
CF : $9.856.049

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

$$(FC+WC)(1+i)^N = C\sum_{n=0}^{n=N-1}(1+i)^N + WC + SV$$

Dengan R = S, maka dilakukan *trial & error* dan diperoleh besarnya nilai i sebesar 15,9688%.

Gambar 4.32 menyajikan grafik hubungan kapasitas produksi (%) dengan biaya ($) sebagai berikut :



Gambar 4.32. Grafik Hubungan Kapasitas Produksi (%) vs Biaya ($)

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Pabrik *Hexamethylenetetramine* dari ammonia dan formaldehida dengan proses Alexander F. Maclean berkapasitas 20.000 ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2022. Maka dapat disimpulkan:

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk serta lokasi pabrik, maka pabrik ini tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, pabrik ini menunjukan :
   a. Keuntungan sebelum pajak : $10.501.719
      Keuntungan setelah pajak : $5.304.825
   b. ROI : 24,87 %
   c. POT : 4,56 tahun
   d. BEP : 44,41 %
   e. SDP : 17,58 %
   f. DCFR : 15,96%

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan pabrik *hexamethylenetetramine* dari ammonia dan formaldehida dengan proses Alexander F. Maclean berkapasitas 20.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

5.2. Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar untuk dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia. Hal tersebut meliputi :

1. Pendirian suatu pabrik kimia tidak pernah lepas dari produksi limbah. Limbah tersebut bila tidak diolah dengan sebagaimana mestinya maka akan mencemari lingkungan sekitar, maka dari itu diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan meliputi alat proses dan bahan baku harus diperhatikan. Hal ini dimaksudkan untuk lebih menekan biaya operasi dengan demikian maka akan lebih optimal pula keuntungan yang akan diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

Ahmad Yani dan Gunawan Widjaja, 2003, *Perseroan Terbatas*, PT. Raja Grafindo Persada, Jakarta.

Ahyari, Agus. 1992. Pengendalian Produksi, Buku 2, Yogyakarta, BPFE, Yogyakarta.

Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.

Assauri, Sofjan. 1995. Manajemen Operasi Dan Produksi. Jakarta: LP FE UI.

Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika Indonesia. 2018. http://www.bmkg.go.id/hp/cuacan1.html. Diakses pada 20 Mei 2018 pukul 22.30 WIB.

Badan Pusat Statistik, 2017, www.bps.go.id. Diakses pada 05 Maret 2018 pukul 09.05 WIB.

Badger ,W.L. and *Banchero*, J.T. 1955. *Introduction to Chemical Engineering*., International Student Edition, McGraw Hill Kogakusha Company, Tokyo.

Branan, C.R., 2002, "Rules of Thumb for Chemical Engineer", Gulf Publishing,United States of America.

Bank Indonesia (BI). 2014. http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx. Diakses pada 04 Agustus 2018 pukul 14.58 WIB.

Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R. 1978. *Unit Operation Modern Asia Edition*, John Wiley and Sons, Ic., New York

Brownell, L.E., and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York

Cahyono, Tri. 2017. Penyehatan Udara. Jakarta : Penerbit Andi

Cangel A. Yunus, 2002. *"HeatTransfer"* New York: McGraw-Hill Book Company, Singapore.

Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Engineering*, Vol 1 $ 6, Pergamon Internasional Library, New York

Dewan Nasional Kawasan Khusus Republik Indonesia. 2018. ek.go.id/kawasan/Tanjung-Api-Api. Palembang, Indoneisa. Diakses pada 01 Agustus 2018 pukul 10.10 WIB.

Direktori Kota Palembang. 2018. http://www.palembang.go.id/35/geografis-kota-palembang. Diakses pada 01 Agustus 2018 pukul 12.11 WIB.

European Patent Office No. 0468353b. 1954. *Continuous Production of Hexamethylenetetramine*, New York.

Froment and Bischoff, 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York

Geankoplis, Christie J. 1993. "*Transport Processes and Unit Operations",* 3rd edition Prentice Hall: New Jersey.

Grupta, R.K., 1987, *Industrial Chemical Engineering Handbook*, Small Business Publication, Roop Nagar, Dehli, India

Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, 10th edition, McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Jinan Leader Group Co., Ltd. www.made-in-china.com, China Diakses pada tanggal 05 April 2018 pukul 13.30 WIB.

Jinan Xianguri Chemical Co.,Ltd. 2018. hisupplier.com, China. Diakses pada tanggal 05 April 2018 pukul 14.34 WIB.

JSC Metafrax. 2016. metafrax.ru, Rusia. Diakses pada tanggal 05 April 2018 ukul 13.50 WIB.

Kent, J.A., 1974, *Riegel's Handbook of Industrial Chemistry*, 7th edition, Litton Educational Publishing, Inc., USA

Kermode, R.I. and Stevens, W.F., 1965, *Canadian Journal Chemical Engineering*, volume 43 no 63

Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer,* McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Kirk, R.E., and Othemer, D.F., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th edition, John Wiley and Sons, Singapore

Ludwig, E.E, 1984, *"Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants"*, 2nd ed, vol 1, 2, 3. Gulf Publishing Company

Maziyah, Nurul. 2016. Jurnal Nasional: Pra-Desain *Hexamethylenetetramine*, Surabaya: Indonesia

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1975, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Perusahaan Indonesia. 2018. http://www.daftarperusahaanindonesia.com, Indonesia. Diakses pada 03 April 2018 pukul 09.01 WIB.

Patnaik, P. 2003, *"Handbook of Inorganic Chemical",* p. 867-870, 899-902, McGraw Hill company, Inc. New york.

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D and West, R.E., 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5thed. Mc-Graw Hill, New York.

Powell, S.T. 1954. *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Company, New York.

Pubchem Government. 2018. http://www.pubchem.ncbi.nlm.nih.gov. Diakses pada 03 April 2018 pukul 09.01 WIB.

Pusat Informasi Pasar Uang (PIPU) Bank Indonesia. 2018. https://pusatdata.kontan.co.id/bungadeposito/. Diakses pada tanggal 24 Agustus 2018 pukul 15.30 WIB.

PT. Intan Wijaya Internasional Tbk. 2012, *Hexamethylenetetramine*. www.isx.xo.id, Indonesia. Diakses pada 03 April 2018 pukul 09.01 WIB.

PT. Kaltim Hexamindo Wiratama. 2013. *Hexamine*. alamatkantorindonesia.com, Indonesia. Diakses pada tanggal 05 April 2018 pukul 12.05 WIB.

PT. Petrokimia Gresik. 2017. Ammonia. www.petrokimia-gresik.com. Indonesia. Diakses pada 03 April 2018 pukul 09.01 WIB.

PT. Pupuk Iskandar Muda Aceh. 2017. Ammonia. www.pim.co.id. Indonesia. Diakses pada 03 April 2018 pukul 09.01 WIB.

PT. Pupuk Kujang Cikampek. 2015. www.pupuk-kujang.co.id/produksi. Indonesia. Diakses pada 03 April 2018 pukul 09.01 WIB.

PT. Pupuk Sriwijaya. 2017. Produk Utama Pusri. www.pusri.co.id. Indonesia. Diakses pada 03 April 2018 pukul 09.01 WIB.

Rase, H.F. and Holmes, J. R., 1977, *Chemical Reaktor Design for Process Plant, Volume One: Principles and Techniques*, John Wiley and Sons, Inc., New York

Roy,Asit. 2016. *Importance of Chemical Industry in India*. icis.com. Diakses pada tanggal 05 April 13.07 WIB.

Shandong Runyin Biochemical Co.,Ltd. 2018. ruixing.us, China. . Diakses pada tanggal 05 April 15.07 WIB.

Saleh, Farham. 2015. Neraca Massa dan Neraca Panas. Penerbit: Aswaja Pressindo, Sleman : Yogyakarta, Indonesia.

Schutte, Koerting. 2018. *Steam Jet Ejector*. www.s-k.com. Diakses pada 10 Agustus 2018 pukul 16.33 WIB

Smith, J.M. and Van Ness, H.H., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3th edition, McGraw Hill International Book Co., Tokyo

Treybal, R.E., 1981, *Mass Transfer Operations*, 3rd ed., McGraw-Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, New York.

US Patent Office No. 2640826. 1953. *Production of Hexamine*, New York.

Vilbrant, F.C., and Dryden, C.E., 1959, *Chemical Engineering Plant Design*, Mc Graw Hill Book Company, Japan

Wallas, Stenley, M., 1991, *"Chemical Process Equiment Selection and Design"*, Mc GrawHill Book Co., Tokyo.

Wignjosoebroto, Sritomo. 1996. Tata letak Pabrik dan Pemindahan Bahan. Penerbit: Institut Teknologi Sepuluh November. Surabaya

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Book Co., New York

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

REAKTOR

Alogaritma perhitungan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung jumlah reaktor optimum
3. Menentukan dimensi reaktor
4. Menentukan tinggi cairan
5. Menentukan tekanan desain
6. Menentukan tebal shell
7. Menentukan tebal head
8. Perancangan pengaduk
9. Menentukan kecepatan putaran
10. Menghitung power motor
11. Menentukan kebutuhan pendingin
12. Menentukan luas transfer panas dan luas selubung reaktor
13. Perancangan Koil Pendingin

1. Menentukan jenis reaktor

   Jenis reaktor yang digunakan : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

   Fungsi : Mereaksikan ammonia dengan formaldehida

   Dipilihkan reaktor jenis ini melalui beberapa pertimbangan sebagai berikut:

   a) Zat pereaksi berupa fasa cair dan fasa cair
   b) Hasil konversi maksimal, karena dapat digunakan reaktor dalam jumlah lebih dari satu. (Springer, 1989)
   c) Waktu tinggal kecil sehingga reaktan lebih cepat bereaksi (US Patent No 2640826, 1953).

2. Menghitung jumlah reaktor optimum

   Menentukan jumlah reaktor adalah dengan menggunakan optimasi jumlah reaktor. Adapun rumus yang digunakan untuk menentukan jumlah reaktor sebagai berikut :

   Kecepatan reaksi : $r_A = k \cdot C_A \cdot C_B^2$

   Konstanta kecepatan reaksi : $k = 1{,}42 \times 10^3 \exp\left(\frac{3090}{T}\right)$

   Orde reaksi : 3

   Volume optimasi : $V = \frac{Fv\, X_N - X_{N-1}}{k\, C_{A0}{}^2\, (1 - X_N)\, (m - 2X_N)^2}$

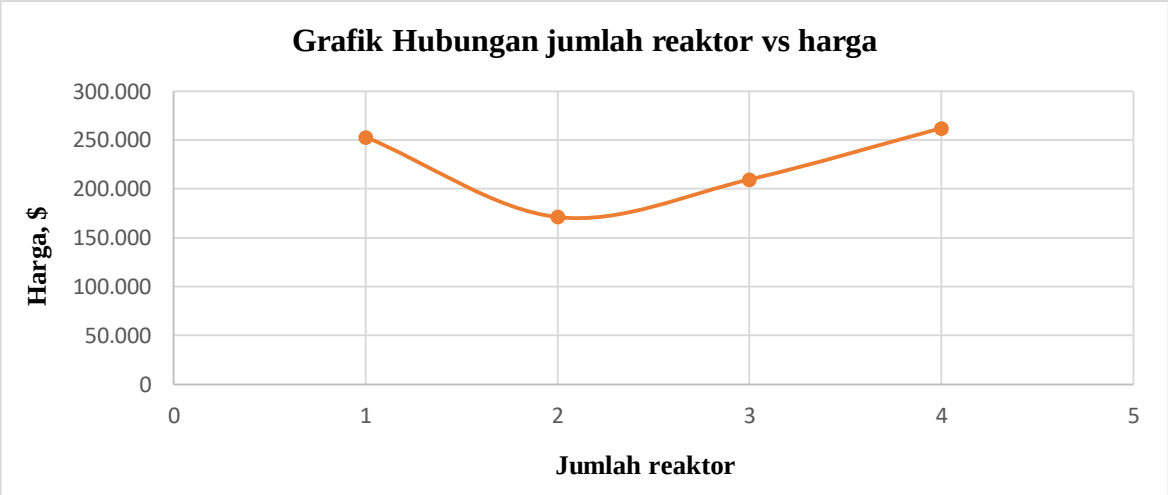
   Dengan, nilai $m = \frac{C_{BO}}{C_{AO}}$

   (Froment and Bischoff, 1979)

Berdasarkan rumus volume optimasi diatas maka dapat diperoleh hasil optimasi sebagai berikut :

N	Xa, N-1	Xa, N	Volume (dm^3)	Eror	1,2 V (dm^3)	Volume (gallon)	Harga (US$)	Total Harga (US$)
1	0,000%	98,000%	115195,673	0,000	138234,808	36517,766	252800	252.800
1	0,000%	85,282%	14949,049	0,000	17938,859	4738,944	85600	171.200
2	85,282%	98,000%	14949,049	0,000	17938,859	4738,944	85600	
1	0,000%	84,260%	10183,516	0,000	12220,219	3228,240	69900	209.700
2	84,260%	89,337%	10183,516	0,000	12220,219	3228,240	69900	
3	89,336%	98,000%	10183,515	0,001	12220,218	3228,240	69900	
1	0,000%	83,904%	9005,179	0,000	10806,215	2854,699	65500	262.000
2	83,903%	89,174%	9005,180	0,000	10806,216	2854,700	65500	
3	89,174%	90,339%	9005,179	0,000	10806,215	2854,699	65500	
4	90,339%	98,000%	9005,158	0,020	10806,190	2854,693	65500	

Hasil optimasi diatas dapat dibuatkan grafik hubungan antara jumlah reaktor (n) dengan total harga (US$) sebagai berikut :



Berdasarkan hasil optimasi yang dilakukan dapat ditarik kesimpulan bahwa dengan menggunakan 2 reaktor akan lebih ekonomis apabila dibandingkan dengan menggunakan 1 reaktor.

3. Menentukan dimensi reaktor

   Berdasarkan hasil optimasi, volume design masing-asing reaktor sebesar 17938,859 dm^3. Adapun rasio H/D yang digunakan adalah 2. Dengan diketahuinya besar volume masing-masing reaktor maka dapat dihitung pula besarnya nilai D dan H dengan menggunakan perbandingan rasio yang digunakan.

   $$\text{Volume} = \frac{\pi}{4} D^2 \, 2D$$

   $$\text{Volume} = \frac{\pi}{4} 2 D^3$$

   $$D = \sqrt[3]{\frac{2 \text{ Volume}}{\pi}}$$

   D : 2,2523 m

   H : 4,5047 m

4. Menentukan Tinggi cairan

   a. Volume *Shell* : 17,9389 m^3

   b. Volume *head* : 0,0028 m^3

   c. Volume *bottom* : ½ Volume *head*

      Volume *bottom* : 0,0014 m^3

   d. Volume cairan : Volume *Shell* - Volume *bottom*

      Volume cairan : 17,9375 m^3

   e. Tinggi cairan : $4V/\pi D^2$

      Tinggi cairan : 4,5043 m = 14,7779 ft

5. Menentukan tekanan desain

   a. Tekanan operasi : 1 atm = 14,69 psi

   b. Tekanan hidrostatis

$$P_{Hidrostatis} = \frac{\rho\, g\, h}{gc}$$

   Dengan:

   ρ campuran : 910,0043 kg/m^3 = 56,8097 lb/ft^2

   g : 32,2 ft^2

   gc : 32,17 ft/s^2

   h : 4,5043 m = 14,7779 ft

   Ph : 840,3117 lb/ft^2 = 5,8355 psi

   P*absolute* : Poperasi + Phidrosatis

   P*absolute* : 20,5255 psi

   Pdesain : 1,2 P*absolute*

   Pdesain : 24,6306 psi

6. Menentukan tebal shell

$$t_s = \frac{P.\ r}{(fE\ -\ 0{,}6\ P)} + C$$ (Brownell, hal 254)

   Dengan :

   d = Diameter dalam shell (in)

   f = maksimum *allowable stress* bahan yang digunakan

   (Brownell,tabel 13-1, p.251)

ts = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

P = tekanan design, psi

C = faktor korosi, in

Bahan yang digunakan untuk reaktor adalah Carbon Steel SA-283 grade C. Adapun alasan pemilihan daripada bahan ini adalah bahan bersifat tidak korosif terhadap carbon steel SA 283 grade C dan harga murah.

E : 0,80

f : 12650 psi

P : 24,6306 psi

C : 0,125

Maka nilai ts yang didapatkan sebesar 0,2331 in

Dipilih tebal dinding reaktor standar ¼ in (Brownell and Young, hal 88)

7. Menentukan tebal head

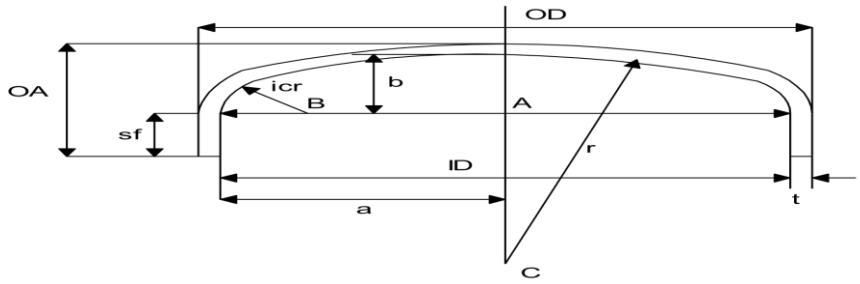
   Menentukan jenis dan ukuran *head* dan *bottom* reaktor. Pertimbangan meliputi:

   a. *Flanged and standard dished head* (jenis ini biasa digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter yang kecil).
   b. *Torispherical flanged and dished head* (jenis ini digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis).

c. *Eliptical dished head* (jenis ini digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal).

d. *Hemispherical head* (jenis ini digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukruannya sangat terbatas).

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk *torispherical flanged and dished head.*



Untuk menghitung besarnya tebal head standar digunakan rumus sebagai berikut:

$$t_h = \frac{P.\ r\ .\ w}{(2fE\ -\ 0{,}2P)} + C$$ (Brownell and Young, hal 138)

$$P = P_{design}\ -\ P_{lingkungan}$$

$$OD = ID\ Shell + 2\ ts$$

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

Tekanan operasi : 14,69 psi

Pdesain : 24,6306 psi

P : 9,9406 psi

OD : 89,1743 in

ODstandar : 90 in (tabel 5.7 Brownell and Young hal 90)

r : 84 in

icr : 5,5 in

th : 0,1963 in

Dipilih tebal head reaktor standar ¼ in (Brownell and Young, hal 90)

Dengan tebal head reaktor standar ¼ in diperoleh nilai sf 1 ½ - 2 ½ in.

8. Perancangan Pengaduk

Jenis: Turbin 6 blade disk standar (Brown fig. 477 atau Coulson fig. 10.57). Pertimbangan dipilih jenis pengaduk ini karena turbin memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi. Berikut merupakan spesifikasi pengaduk dari reakator:

a. Jumlah baffle : 4
b. Di (Diameter impeller) = (1/3)*ID standar : 0,7578 m
c. Zi (Jarak tangki dengan pengaduk) = (1,3)*Di : 0,9851 m
d. Zl (Jarak cairan dalam tangki) = (3,9)*Di : 0,2526 m
e. w (lebar pengaduk) = (0,17)*Di : 0,1288 m
f. L (lebar baffle) = (0,25)*(Di) : 0,1894 m
g. WELH = Zl * (ρ camp / ρ air) : 2,2523 buah

   WELH = Zl * (ρ camp / ρ air) : 3 buah

9. Menentukan kecepatan putaran

$$N = \frac{600}{\pi\, Di} \sqrt{\frac{WELH}{2\,.\,Di}}$$

Didapatkan nilai kecepatan putaran (N) sebesar 105,0093 rpm.

Digunakan kecepatan putaran standar 125 rpm (Wallas, hal 288)

10. Menentukan power motor

a. Reaktor 1

$$NRe = \frac{N \times Di^2 \times \rho}{\mu}$$

$$Pa = \frac{N^3 \times Di^5 \times \rho \times Np}{550 \times g}$$

N_{Re} : 132930,1861

Jenis Aliran : Turbulen

η : 88% (Peters & Timmerhaus 521)

P (Pa/η) : 14,6117 HP

P standar : 15 HP (Rase and Barrow, 358)

b. Reaktor 2

$$NRe = \frac{N \times Di^2 \times \rho}{\mu}$$

$$Pa = \frac{N^3 \times Di^5 \times \rho \times Np}{550 \times g}$$

N_{Re} : 591287,2710

Jenis Aliran : Turbulen

η : 88% (Peters&Timmerhaus 521)

P (Pa/η) : 25,0539 HP

P standar : 30 HP (Rase and Barrow, 358)

11. Kebutuhan Pendingin

a. Reaktor 1

Q air pendingin :	1041106,6715	kj/jam	986969,1246	Btu/jam
T in :	30	^oC	303,15	K
T out :	35	^oC	308,15	K

Komponen	A	B	C	D
Air	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

∫Cp.dT :	376,9744	J/mol	376,9744	kJ/kmol
Keb. Air pendingin :	2761,7438	kmol/jam	49711,3885	kg/jam

Suhu fluida panas masuk :	40,000	^oC	104,000	^oF
Suhu fluida panas keluar :	40,000	^oC	104,000	^oF
Suhu fluida dingin masuk :	30,000	^oC	86,000	^oF
Suhu fluida dingin keluar :	35,000	^oC	95,000	^oF

Inisial	Fluida panas (^oF)		Fluida dingin (^oF)	ΔT (^oF)
ΔT_2	104,000	Lower Temp	86,000	18,000
ΔT_1	104,000	Higher Temp	95,000	9,000

ΔT_{LMTD} sebesar 12,9843 ^oF

b. Reaktor 2

Q air pendingin :	155252,6566	kj/jam	147179,5185	Btu/jam
T in :	30	^oC	303,15	K
T out :	35	^oC	308,15	K

Komponen	A	B	C	D
Air	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

∫Cp.dT :	376,9744	J/mol	376,9744	kJ/kmol
Keb. Air pendingin :	411,8387	kmol/jam	7413,0974	kg/jam

Suhu fluida panas masuk :	40,000	^oC	104,000	^oF
Suhu fluida panas keluar :	40,000	^oC	104,000	^oF
Suhu fluida dingin masuk :	30,000	^oC	86,000	^oF
Suhu fluida dingin keluar :	35,000	^oC	95,000	^oF

Inisial	Fluida panas (^oF)		Fluida dingin (^oF)	ΔT (^oF)
ΔT_2	104,000	Lower Temp	86,000	18,000
ΔT_1	104,000	Higher Temp	95,000	9,000

ΔT_{LMTD} sebesar 12,9843 ^oF

12. Menentukan luas transfer panas dan luas selubung reaktor

a. Reaktor 1

Luas transfer panas : Q / Ud x ΔTLMTD

Luas selubung reaktor : π x D x L

D : OD – 2 ts

L : 2 x Dopt

Untuk fluida panas heavy organics (viskositasnya > 1 cP) dan fluida dingin air, nilai UD = 5 - 75 Btu/ft2.^{o}F.jam (Kern hal 840).

UD : 75 Btu/ft2.^{o}F.jam

Q air pendingin : 1041106,6715 kj/jam = 986778,6021 btu/jam

D : 2,2733 m

L : 4,5047 m

Maka,

Luas transfer panas : 1013,3079 ft^2 = 94,1363 m^2

Luas selubung reaktor : 32,155 m^2

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih koil.

b. Reaktor 2

Luas transfer panas : Q / Ud x ΔTLMTD

Luas selubung reaktor : π x D x L

D : OD – 2 ts

L : 2 x Dopt

Untuk fluida panas heavy organics (viskositasnya > 1 cP) dan fluida dingin air, nilai UD = 5 - 75 Btu/ft2.ºF.jam (Kern hal 840).

UD : 75 Btu/ft2.ºF.jam

Q air pendingin : 155252,6566 kj/jam = 147151,1073 btu/jam

D : 2,2733 m

L : 4,5047 m

Maka,

Luas transfer panas : 151,1072 ft^2 = 14,0379 m^2

Luas selubung reaktor : 32,155 m^2

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih koil.

13. Perancangan koil pendingin

a. Reaktor 1

1) Menghitung kecepatan volumetrik

Kecepatan alir volumetrik dpat dihitung dengan rumus membagi kebutuhan air pendingin dengan masa jenis air.

Kebutuhan air pendingin : 2761,7438 kmol/jam

Kebutuhan air pendingin : 49711,3885 kg/jam

Tin air : 30 ^{o}C

Tout air : 35 ^{o}C

Tavg : 32,5 ^{o}C

Sifat fisis air pada suhu 32,5 dapat dilihat pada Perry 1984 tabel 2-355, didapatkan sebesar 988,036 kg/m^3.

Dengan mengetahui besarnya kebutuhan air pendingin dan masa jenis air pada suhu rata-rata, maka dapat dihitung pula besarnya nilai kecepatan volumetrik yakni sebesar 50,3133 m^3/jam.

2) Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 5-30 m/s. (Culson pg, 534). Dipilihkan kecepatan 10 m/s. maka :

Kecepatan pendingin : 10 m/s

Kecepatan volumetrik : 50,3133 m^3/jam.

Luas penampang dapat di hitung :

$$\text{Luas penampang} = \frac{\text{kecepatan volumetrik}}{\text{kecepatan pedingin}}$$

Didapatkan besarnya luas penampang sebesar 0,0014 m^2

Nilai diameter dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

$$\text{ID} = \sqrt{\frac{4 \text{ x A}}{\pi}}$$

Nilai ID hitung didapat sebesar 0,0422 m = 1,6612 in.

Dipilihkan ID standar dari tabel Kern tabel 11 pg 844:

IPS	: 2 in
Schedule Number	: 80
Outside diameter (OD)	: 2,38 in
Inside diameter (ID)	: 1,939 in
Luas Penampang (A')	: 2,9500 in^2
Luas perpan/panjang (a")	: 0,6620 ft/ft^2

3) Menghitung hi

ρ air pendingin : 1020,5763 kg/m^3 = 63,6840 lb/ft^3

μ air pendingin : 0,7725 cP = 1,8688 lb/ft jam

k air pendingin : 0,6164 W/m.K = 0,3564 btu/ft jam ^oF

Cp air pendingin : 25247,7915 kJ/kmol = 607,4417 btu/lb

- Menghitung nilai Gt = kebutuhan pendingin/luas penampang, didapatkan besarnya nilai Gt sebesar 5349714,4447 lb/ft^2jam.

- Kecepatan pendingin terhitung : Gt/masa jenis

  Kecepatan pendingin terhitung : 7,1126 m/s

  Kecepatan masih dalam batasan.

- Menghitung bilangan Reynold dan menentukan jenis aliran

  $$\mathrm{NRe} = \frac{\mathrm{ID \times Gt}}{\mu}$$

  Besarnya NRe terhitung 462553,8328 dengan jenis aliran turbulen.

- Menentukan nilai Jh

  Berdasarkan Kern fig 24 pg 834 diperoleh jH sebesar 800.

- Menghitung nilai hi

  $$jH = \frac{hi.D}{k}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{-1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{-0.14}$$

  Dengan menggunakan persamaan diatas, nilai hi dapat dihitung dan diperoleh 25961,1774 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

4) Menghitung hio

   a. Menghitung hio pipa

   $$hio = hi\,\frac{ID}{OD}$$

   Dengan menggunakan persamaan diatas, nilai hio pipa dapat dihitung dan diperoleh 21150,7240 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

   b. Menghitung hio koil

   $$hio_{koil} = hio_{pipa}\left(1 + 3.5\frac{D_{koil}}{D_{spiralkoil}}\right)$$ (Kern, pg. 721)

- hio pipa : 21150,7240 Btu/ft^2 jam ^{o}F.
- D spiral koil : 70%*Diameter tangka

  D spiral koil : 70% x (OD – 2 ts)

  D spiral koil : 70% x 2,2733 m

  D spiral koil : 1,5913 m

  D spiral koil : 62,6500 in

  D spiral koil : 5,2187 ft
- Dkoil : 0,742 in = 0,0618 ft

Maka hio koil yang didapat sebesar 23442,7723 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

5) Menghitung ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung dengan rumus :

$$ho = 0.87\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Lp^2.N.\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0.4}$$ Kern pers 20.4 pg 722

Nilai ho diperoleh 155312,6180 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

6) Menghitung Uc

$$Uc = \frac{ho \text{ x } hio}{ho + hio}$$

Uc diperoleh 18615,6180 Btu/ft^2 jam ^{o}F

7) Menghitung Ud

$$Ud = \frac{hd \times Uc}{hd + Uc}$$

Untuk kecepatan air 10 m/s maka nilai RD : 0,001 (Kern tabel 12 pg 845), sehingga diperoleh nilai hd sebesar 1000 Btu/jam.ft^2.F

Ud terhitung sebesar 949,0202 Btu/jam.ft^2.F

8) Menghitung luas bidang transfer

A = Qtotal / (Ud x Δ_{TLMTD})

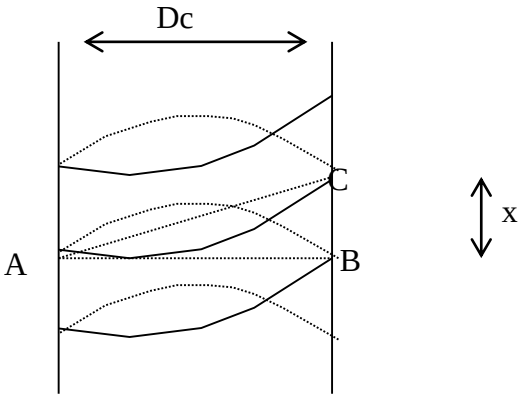
Q air pendingin	: 986969,1246 Btu/jam
Ud	: 949,0202 Btu/jam.ft^2.F
Δ_{TLMTD}	: 12,9843 ^oF
A	: 80,0960 ft^2

9) Menghitung panjang koil

Lpipa koil = A / a”

A	: 80,0960 ft^2
Luas perpan/panjang (a”)	: 0,6620 ft/ft^2
Lpipa koil	: 128,7718 ft = 39,2496 m

10) Menghitung jumlah lengkungan koil



AB = ID dan BC = x

Teorema phytagoras nilai AC dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$AC = \sqrt{AB^2 + BC^2}$$

$$AC = \sqrt{ID^2 + x^2}$$

busur AB = ½πDc

busur AC = ½πAC

Dipilihkan x = ½ OD

Besarnya nilai x sebesar 1,1900 in = 0,0992 ft

Panjang lengkungan koil dinyatakan dengan symbol Klilitan.

Klilitan didefinisikan sebagai jumlah dari ½ putaran miring dengan ½ putaran datar atau secara matematis dituliskan sebagai berikut :

K lilitan = ½π(Dc) + ½π(AC)

Dengan menggunakan rumus diatas, besarnya nilai Klilitan atau panjang lengkungan koil satu putaran sebesar 19,7993 ft.

11) Menghitung banyak lilitan

Banyak lilitan koil didefinisikan sebagai perbandingan anatara panjang lengkungan koil dengan panjang lengkungan koil satu putaran. Banyak lilitan koil yang diperoleh sebanyak 7 lilitan.

12) Menghitung tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

- Tinggi tumpukan

  $$\text{Tinggi tumpukan koil} = [(\text{Nlilitan} - 1)\text{ x }] + [\text{Nlilitan x OD}]$$

  Tinggi tumpukan koil yang diperoleh sebesar 0,6045 m.

- Tinggi cairan setelah ada koil (Zc)

  $$\text{Zc} = \frac{\text{Vcairan dalam shell} + \text{Vkoil}}{\text{Ashell}} + (\text{b} + \text{sf})$$

  Vcairan dalam shell : 17,9389 m^3

  Vkoil : 0,0549 m^3

  Ashell : 4,0568 m^2

  b : 16,0170 in

  sf : 2 in

  Tinggi cairan setelah ada koil diperoleh sebesar 4,8931 m

Besar nilai tinggi tumpukan koil lebih kecil dibandingkan dengan tinggi cairan, maka semua koil tercelup didalam koil.

13) Menghitung Pressure drop

faktor friksi, $\text{f} = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{\text{Re}^{0{,}42}}$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5{,}22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

Koefisien friksi : 0,0046 ft^2/in^2

Pressure drop : 0,4958 psi

b. Reaktor 2

1) Menghitung kecepatan volumetrik

Kecepatan alir volumetrik dpat dihitung dengan rumus membagi kebutuhan air pendingin dengan masa jenis air.

Kebutuhan air pendingin : 411,8387 kmol/jam = 7413,0974 kg/jam

Tin air : 30 ^oC

Tout air : 35 ^oC

Tavg : 32,5 ^oC

Sifat fisis air pada suhu 32,5 dapat dilihat pada Perry 1984 tabel 2-355, didapatkan sebesar 988,036 kg/m^3.

Dengan mengetahui besarnya kebutuhan air pendingin dan masa jenis air pada suhu rata-rata, maka dapat dihitung pula besarnya nilai kecepatan volumetrik yakni sebesar 7,5029 m^3/jam.

2) Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 5-30 m/s. (Culson pg, 534). Dipilihkan kecepatan 10 m/s. maka :

Kecepatan pendingin : 10 m/s

Kecepatan volumetrik : 7,5029 m^3/jam.

Luas penampang dapat di hitung:

$$\text{Luas penampang} = \frac{\text{kecepatan volumetrik}}{\text{kecepatan pedingin}}$$

Didapatkan besarnya luas penampang sebesar 0,0002 m^2

Nilai diameter dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

$$\text{ID} = \sqrt{\frac{4 \text{ x A}}{\pi}}$$

Nilai ID hitung didapat sebesar 0,0613 m = 0,6451 in.

Dipilihkan ID standar dari tabel Kern tabel 11 pg 844:

IPS	: 0,7500 in
Schedule Number	: 80
Outside diameter (OD)	: 1,05 in
Inside diameter (ID)	: 0,742 in
Luas Penampang (A')	: 0,432 in^2
Luas perpan/panjang (a")	: 0,2750 ft/ft^2

3) Menghitung hi

ρ air pendingin : 1020,5763 kg/m^3 = 63,6840 lb/ft^3

μ air pendingin : 0,7725 cP = 1,8688 lb/ft jam

k air pendingin : 0,6164 W/m.K = 0,3564 btu/ft jam ^oF

Cp air pendingin : 25247,7915 kJ/kmol = 607,4417 btu/lb

- Menghitung nilai Gt = kebutuhan pendingin/luas penampang, didapatkan besarnya nilai Gt sebesar 5447693,7004 lb/ft^2 jam.

- Kecepatan pendingin terhitung : Gt/masa jenis

  Kecepatan pendingin terhitung : 7,2429 m/s

  Kecepatan masih dalam batasan.

- Menghitung bilangan Reynold dan menentukan jenis aliran

  $$NRe = \frac{ID \times Gt}{\mu}$$

  Besarnya NRe terhitung 180248,0024 dengan jenis aliran turbulen.

- Menentukan nilai Jh

  Berdasarkan Kern fig 24 pg 834 diperoleh jH sebesar 400.

- Menghitung nilai hi

  $$jH = \frac{hi.D}{k}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{-1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{-0.14}$$

  Dengan menggunakan persamaan diatas, nilai hi dapat dihitung dan diperoleh 33920,9724 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

4) Menghitung hio

   a. Menghitung hio pipa

   $$hio = hi\frac{ID}{OD}$$

   Dengan menggunakan persamaan diatas, nilai hio pipa dapat dihitung dan diperoleh 23970,8205 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

   b. Menghitung hio koil

   $$hio_{koil} = hio_{pipa}\left(1 + 3.5\frac{D_{koil}}{D_{spiralkoil}}\right)$$ (Kern, pg. 721)

- hio pipa : 23970,8205 Btu/ft^2 jam ^{o}F.
- D spiral koil : 70%*Diameter tangka

  D spiral koil : 70% x (OD – 2 ts)

  D spiral koil : 70% x 2,2733 m

  D spiral koil : 1,5913 m

  D spiral koil : 62,6500 in

  D spiral koil : 5,2187 ft
- Dkoil : 0,742 in = 0,0618 ft

Maka hio koil yang didapat sebesar 24964,8689 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

5) Menghitung ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung dengan rumus :

$$ho = 0.87\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Lp^2.N.\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0.4}$$ Kern pers 20.4 pg 722

Nilai ho diperoleh 140285,4437 Btu/ft^2 jam ^{o}F.

6) Menghitung Uc

$$Uc = \frac{ho \text{ x } hio}{ho + hio}$$

Uc diperoleh 20472,6268 Btu/ft^2 jam ^{o}F

7) Menghitung Ud

$$Ud = \frac{hd \times Uc}{hd + Uc}$$

Untuk kecepatan air 10 m/s maka nilai RD : 0,001 (Kern tabel 12 pg 845), sehingga diperoleh nilai hd sebesar 1000 Btu/jam.ft^2.F

Ud terhitung sebesar 953,4291 Btu/jam.ft^2.F

8) Menghitung luas bidang transfer

A = Qtotal / (Ud x Δ_{TLMTD})

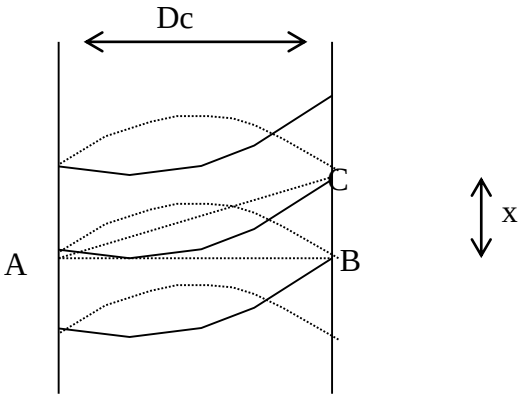
Q air pendingin	: 147179,5185 Btu/jam
Ud	: 953,4291 Btu/jam.ft^2.F
Δ_{TLMTD}	: 12,9843 ^oF
A	: 11,8889 ft^2

9) Menghitung panjang koil

Lpipa koil = A / a”

A	: 11,8889 ft^2
Luas perpan/panjang (a”)	: 0,2750 ft/ft^2
Lpipa koil	: 43,2324 ft = 13,1772 m

10) Menghitung jumlah lengkungan koil



AB = ID dan BC = x

Teorema phytagoras nilai AC dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$AC = \sqrt{AB^2 + BC^2}$$

$$AC = \sqrt{ID^2 + x^2}$$

busur AB = ½πDc

busur AC = ½πAC

Dipilihkan x = ½ OD

Besarnya nilai x sebesar 0,5250 in = 0,0438 ft

Panjang lengkungan koil dinyatakan dengan symbol Klilitan.

Klilitan didefinisikan sebagai jumlah dari ½ putaran miring dengan ½ putaran datar atau secara matematis dituliskan sebagai berikut :

K lilitan = ½π(Dc) + ½π(AC)

Dengan menggunakan rumus diatas, besarnya nilai Klilitan atau panjang lengkungan koil satu putaran sebesar 19,7985 ft.

11) Menghitung banyak lilitan

Banyak lilitan koil didefinisikan sebagai perbandingan anatara panjang lengkungan koil dengan panjang lengkungan koil satu putaran. Banyak lilitan koil yang diperoleh sebanyak 3 lilitan.

12) Menghitung tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

- Tinggi tumpukan

  $$\text{Tinggi tumpukan koil} = [(\text{Nlilitan} - 1)\text{ x }] + [\text{Nlilitan x OD}]$$

  Tinggi tumpukan koil yang diperoleh sebesar 0,1067 m.

- Tinggi cairan setelah ada koil (Zc)

  $$\text{Zc} = \frac{\text{Vcairan dalam shell} + \text{Vkoil}}{\text{Ashell}} + (\text{b} + \text{sf})$$

  Vcairan dalam shell : 17,9389 m^3

  Vkoil : 0,0027 m^3

  Ashell : 4,0568 m^2

  b : 16,0170 in

  sf : 2 in

  Tinggi cairan setelah ada koil diperoleh sebesar 4,8820 m

Besar nilai tinggi tumpukan koil lebih kecil dibandingkan dengan tinggi cairan, maka semua koil tercelup didalam koil.

13) Menghitung Pressure drop

faktor friksi, $\text{f} = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{\text{Re}^{0{,}42}}$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5{,}22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

Koefisien friksi : 0,0051 ft^2/in^2

Pressure drop : 0,5035 psi

LAMPIRAN B

ABSORBER

Alogaritma perhitungan :

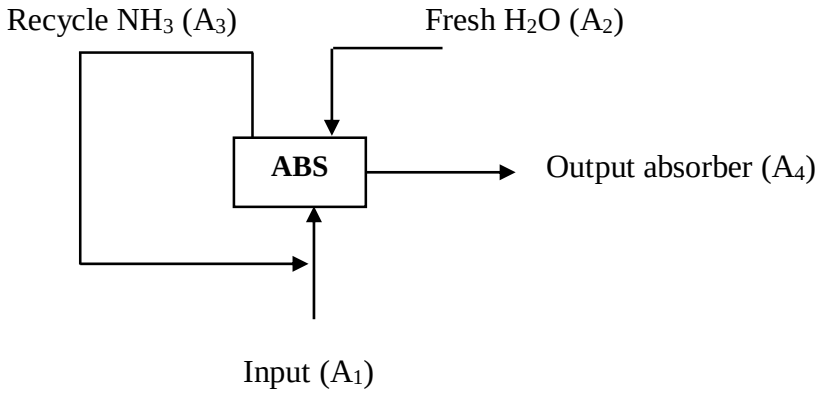
1. Neraca masa
2. Menghitung viskositas dan densitas
3. Menghitung viskositas dan densitas masing-masing arus
4. Menentukan jenis absorber
5. Memilih tipe dan jenis packing
6. Menghitung diameter absorber
7. Menentukan garis operasi
8. Menentukan garis kesetimbangan
9. Menentukan jumlah transfer unit
10. Menghitung difusivitas cairan (D_L)
11. Menghitung difusivitas gas (D_G)
12. Menghitung tinggi transfer unit fase cairan (H_L)
13. Menghitung tinggi transfer unit fase gas (H_G)
14. Menghitung tinggi total transfer unit
15. Menghitung tinggi packing
16. Menghitung tebal shell (ts)
17. Menghitung tebal head (th)

1. Neraca Massa

   Proses yang terjadi pd absorber : terjadi absorbsi gas amonia oleh air

   - Gas amonia terabsorbsi oleh air 0,41 kg ammonia/1 kg air

   - Air umpan dianggap 100% bereaksi



Komponen	BM	Input			Output	
		A_1 (kg/jam)	A_2 (kg/jam)	A_3 (kg/jam)	A_4 (kg/jam)	A_3 (kg/jam)
Ammonia	17	1252,9735	0,0000	1803,0595	1252,9735	1803,0595
Air	18	6,2963	3049,7367	0,0000	3056,0330	0,0000
Subtotal		1259,2699	3049,7367	1803,0595	4309,0065	1803,0595
Total		6112,0660			6112,0660	

2. Menghitung Viskositas dan Densitas

   a. Viskositas cair (Yaws)

   $$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	μ (kg/m.s)
Air	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,8150	0,00082
Ammonia	-8,591	8,76E+02	2,68E-02	-3,61E-05	0,1282	0,00013

b. Viskositas gas (Yaws)

$\mu = A + BT + CT^2$

Komponen	A	B	C	μ (mcP)	μ (cP)	μ (kg/m.s)
Air	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05	91,7366	0,0092	0,0000092
Ammonia	-7,874	3,67E-01	-4,47E-06	102,9847	0,0103	0,0000103

c. Densitas (Yaws)

$\text{Densitas} = A\left[B^{-\left(1-\frac{T}{T_C}\right)^n}\right]$

Komponen	A	B	n	Tc	ρ , gr/ml	ρ , kg/m^3
Air	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	1,0229	1022,8753
Ammonia	0,23689	0,25471	0,2887	405,65	0,5941	594,0525

3. Menghitung viskositas dan densitas masing-masing arus

a. Umpan masuk (gas)

ρ gas = (BM X_F P) / R T		R = 0,08206 atm m^2 / kmol K			
Komponen	BM	$A_1 + A_3$		X_F x BM	ρ gas, kg/m^3
		kg/jam	X_F		
Ammonia	17	3056,0330	0,9979	16,9650	0,0402
Air	18	6,2963	0,0021	0,0370	
Subtotal		3062,3294	1,0000	1,0000	

b. Umpan solvent

Komponen	A_2		μ (kg/m.s)	ρ liq, kg/m^3
	kg/jam	X_F		
Air	3049,7367	1,0000	0,00082	1022,8753

c. Gas keluar (recycle ammonia)

Komponen	A_3		X_F x BM	μ (kg/m.s)	ρ gas, kg/m^3
	kg/jam	X_F			
Ammonia	1803,0595	1,0000	17	1,02985E-05	0,6834

d. Output absorber berupa cairan

Komponen	A_4 kg/jam	X_F	μ liq (kg/m.s)	ρ liq, kg/m^3
Ammonia	1252,9735	0,2908	3,73E-05	172,7387
Air	3056,0330	0,7092	5,78E-04	725,4435
Total	4309,0065	1,0000	6,15E-04	898,1821

4. Menentukan jenis absorber

Fungsi : Menyerap ammonia dengan air

Jenis : *Packed Absorber*

5. Memilih tipe dan jenis *packing*

Dirancang menggunakan *packing* berdasarkan tabel 11.3 Coulson hal : 591 diperoleh data-data berikut :

Tipe :	Rischig rings	
Bahan :	Ceramic	
Size :	1,5	in
	38	mm
Bulk Density :	689	kg/m^3
Surface area :	128	m^2/m^3
Packing factor (Fp) :	310	m^{-1}

6. Menghitung diameter absorber

a. Menghitung kecepatan masuk gas (Vw*)

Vw* : Umpan gas masuk

Vw* : 3062,3294 kg/jam

Vw* : 0,8506 kg/s

b. Menghitung kecepatan aliran cairan keluar (Lw*)

Lw* : Output absorber cairan

Lw* : 4309,0065 kg/jam

Lw* : 1,1969 kg/s

c. Menghitung faktor laju gas-cair (Flv)

$$Flv = \frac{Lw^*}{Vw^*}\sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}}$$

Flv : 0,0094

Dirancang presure drop adalah 50 mm H2O/m packing. Berdasarkan *figure* 11.44 Coulson, didapatkan nilai K_4 dan K_4 *flooding* sebesar :

K_4 : 2,5

K_4 *flooding* : 6,3

$$\%\ \text{flooding} = \left[\frac{K_4 \text{ at design pressure drop}}{K_4 \text{ at flooding}}\right]^{\frac{1}{2}}$$

%flooding yang diperoleh sebesar 62,9941%

d. Menghitung Vw (Kecepatan aliran gas per luas lintang menara)

Persamaan 11.118, Coulson :

$$K_4 = \frac{13{,}1\ (Vw)^2\ Fp\ \left(\frac{\mu L}{\rho L}\right)^{0{,}1}}{\rho v\ (\rho L - \rho v)}$$

$$Vw = \sqrt{\frac{K_4\,\rho v\,(\rho L - \rho v)}{13{,}1\ Fp\ \left(\frac{\mu L}{\rho L}\right)^{0{,}1}}}$$

K_4 :	2,5	
Fp :	310	m^{-1}
ρv :	0,0402	kg/m^3
ρL :	898,1821	kg/m^3
μL :	6,15E-04	kg/m.s
Vw :	0,3031	$kg/m^2.s$

Besarnya nilai kecepatan aliran gas per luas lintang menara sebesar 0,3031 kg/m^2 s.

e. Menghitung luas kolom yang dibutuhkan (Ac *required*)

$$\text{Ac required} = \frac{Vw^*}{Vw}$$

Ac *required* : 2,8061 m^2

f. Menghitung diameter desain absorber

$$D = \sqrt{\frac{4\ Ac}{\pi}}$$

Didapatkan besarnya nilai diameter desain absorber sebesar 2,2688 m

g. Menghitung luas kolom desain

$$Ac = \frac{\pi}{4} D^2$$

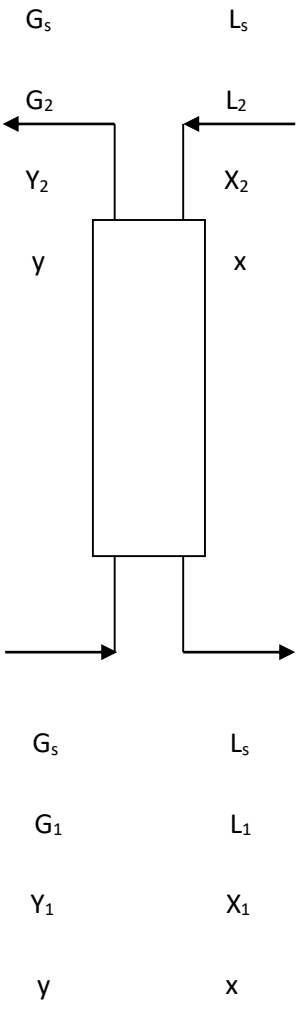
Ac desain : 4,0408 m^2

h. Menghitung *packing size to column diameter ratio* (P)

$$P = \frac{\text{Diameter column}}{\text{size packing in use}}$$

Dc :	2,2688	m
size packing (Coulson, p. 592):	55	mm
	0,55	m
Packing size ratio :	4,1251	

7. Menentukan garis operasi



Menara absorber bekerja secara adiabatis, artinya tidak ada panas yang masuk atau keluar dari absorber.

Dimana Ls dan Gs adalah arus L dan G dengan dasar bebas solut (inert), sehingga Ls dan Gs adalah arus-arus dari komponen yang tidak mendifusi dalam arus L dan G, sedangkan x dan y masing-masing adalah fraksi mol tiap komponen dalam fase L dan G.

Maka neraca komponen disekitar absorber :

$$G_1 Y_1 + L_2 X_2 = G_2 Y_2 + L_1 X_1 \text{ ……..(1)}$$

atau

$$G_1 Y_1 - G_2 Y_2 = L_1 X_1 - L_2 X_2 \text{……..(2)}$$

Hubungan antara konsentrasi dengan dasar bebas solut dengan fraksi mol adalah sebagai berikut :

$$X = \frac{x}{1-x} \qquad \text{dan} \qquad Y = \frac{y}{1-y}$$

Persamaan garis operasi:

$$G_1 = G_2 = G_s$$

$$L_1 = L_2 = L_s$$

$$G_1 Y_1 + L_2 X_2 = G_2 Y_2 + L_1 X_1$$

$$G_1 Y_1 - G_2 Y_2 = L_1 X_1 - L_2 X_2$$

$$G_s Y_1 - G_s Y_2 = L_s X_1 - L_s X_2$$

$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s (X_1 - X_2)$$

$$Y_1 = \frac{Ls}{Gs}(X_1 - X_2) + Y_2$$

a. Menghitung mol fase gas

$$y_1 = \frac{\text{mol solute umpan}}{\text{total mol gas masuk}}$$

Didapatkan nilai y_1 sebesar 0,9981

$$y_2 = \frac{\text{mol solute keluar}}{\text{total mol gas keluar}}$$

Didapatkan nilai y_2 sebesar 1

b. Menghitung mol fase cairan

$$x_1 = \frac{\text{mol solute keluar}}{\text{total mol cairan keluar}}$$

Didapatkan nilai x_1 sebesar 0,6973

$$x_2 = \frac{\text{mol solute umpan}}{\text{total mol cairan masuk}}$$

Didapatkan nilai x_2 sebesar 0

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1}$$

Didapatkan nilai Y_1 sebesar 513,9168

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2}$$

Didapatkan nilai Y_2 sebesar 0

L_s : 169,4298 kmol/jam

G_s : 180,1164 kmol/jam

X_1 : X

X_2 : 0

Y_2 : 0

Sehingga diperoleh persamaan garis :

$$Y_1 = \frac{Ls}{Gs}(X_1 - X_2) + Y_2$$

$$Y_1 = \frac{169{,}4298}{180{,}1164}(X - 0) + 0$$

$$Y_1 = 0{,}9407\ X$$

8. Menentukan garis kesetimbangan

Poperasi :	1	atm
x (Fraksi Mol Solute) :	0,9981	
P* :	0,9981	atm
P*/Pt :	0,9981	atm

Berdasarkan persamaan Treyball pg. 287 :

$$P* = P \,.\, x$$

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = \frac{P^*}{P_t}\frac{X^*}{1+X}$$

$$Y^* = \frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}(1+Y^*)$$

$$Y^* = \frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X} + \frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}Y^*$$

$$Y^* - \frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}Y^* - \frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}$$

$$Y^*\left(1 - \frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}\right) = \frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}$$

$$Y^* = \frac{\frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}}{1-\frac{P^*}{P}\frac{X^*}{1+X}} = \frac{0{,}9980\,\frac{X^*}{1+X}}{1-0{,}9980\,\frac{X^*}{1+X}}$$

9. Menentukan jumlah transfer unit

$$N_{tOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2} ln \frac{1-y_2}{1-y_1}$$ (persamaan 8.35 Treyball pg. 307)

Dimana :

N_{TOG} : Jumlah transfer unit, berdasar pada *overall gas film coeffisient*

Y : Konsentrasi dari solut gas (lbmol solut/ lbmol solvent gas)

Y' : Konsentrasi dari solut gas yang berkesetimbangan dengan liquid (lbmol solut/ lbmol solvent gas)

Bagian integal diselesaikan secara numeris dengan menggunakan metode 1/3 Simpson's rule, dipoleh tabel perhitungan sebagai berikut :

X1 :	0,6973
ΔX :	0,0775
Y1 :	513,9168
Y2 :	0
ΔY :	57,1019

No	X	Y	Y*	1/(Y-Y*)		SIMPSONS RULE
0	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
1	0,0775	57,1019	0,0773	0,0175	4,0000	0,0701
2	0,1550	114,2037	0,1546	0,0088	2,0000	0,0175
3	0,2324	171,3056	0,2319	0,0058	1,0000	0,0058
4	0,3099	228,4075	0,3091	0,0044	4,0000	0,0175
5	0,3874	285,5093	0,3863	0,0035	2,0000	0,0070
6	0,4649	342,6112	0,4635	0,0029	1,0000	0,0029
7	0,5423	399,7131	0,5407	0,0025	4,0000	0,0100
8	0,6198	456,8149	0,6179	0,0022	2,0000	0,0044
9	0,6973	513,9168	0,6950	0,0019	1,0000	0,0019
					Sigma :	0,1374

Diperoleh ΔY sebesar 57,1019.

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-y^*} = \frac{\Delta y}{3}\{f(Y_1) + 4\,.f(Y_1) + 2\,.f(Y_1) + \cdots + 2\,.f(Y_{n-2}) + 4\,.f(Y_{n-1}) + f(Y_n)\}$$

$$\int_{y1}^{y2} \frac{dy}{y-y*}$$

Jadi jumlah transfer unit dapat dikalkulasikan dengan persamaan:

$$N_{tOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2} ln \frac{1-y_2}{1-y_1}$$

N_{tOG} : 2,6144

10. Menghitung difusivitas cairan (D_L)

Untuk menghitung besarnya difusivitas cairan digunakan persamaan Wike Chang pada persamaan 8.22 Coulson & Richadson's : hal 333 sebagai berikut : $D_L = \frac{1.173\,.10^{-13}(\phi\,.M)^{0.5}\,.T}{\mu\,.V_m{}^{0.6}}$

Φ :	2,26	
Molecul Mass :	18	
μ :	0,00082	kg/ms
	0,00082	Ns/m^2
	0,81503	m Ns/m^2
T :	30	C
	303	K
P :	1	atm

Untuk menghitung Vm NH_3 didasarkan pada persamaan dan data volume molekul dari Tabel 8.6 Coulson hal 334 sebagai berikut :

Atom	Volume	No Of	Vm (m^3/kmol)
NH_3	0,0258	2	0,0516
H_2O	0,0189	1	0,0189
		Sigma :	0,0705

Didapatkan besarnya nilai difusivitas cairan sebesar 1,366E-09 m^2/s.

11. Menghitung difusivitas gas (D_G)

$$D_v = \frac{1.013 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1.75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}\right)^{\frac{1}{2}}}{P\left[(\sum_a vi)^{\frac{1}{3}} + (\sum_b vi)^{\frac{1}{3}}\right]^2}$$

T :	30	C
	303	K
P :	1	atm
	1,01325	bar
Ma : H_2O :	18	Molecul Mass Of Solvent
Mb : NH_3 :	17	Molecul Mass Of Solute

Untuk mengihitung difusivitas gas, maka dibutuhkan pula nilai Σa vi dan Σb vi dari tabel 8.5 Coulson and Richardson's.

Σa vi H_2O			
Atom	vi	No Of	
H	1,98	2	3,96
O	5,48	1	5,48
		Σa vi =	9,44

Σb vi NH_3			
Atom	vi	No Of	
NH3	14,9	1	14,9
		Σb vi =	14,9

Dengan diketahuinya besar Σa vi dan Σb vi, maka besarnya difusivitasa gas dapat dihitung dengan persamaan diatas. Diperoleh besarnya nilai difusivitas gas (D_G) sebesar 1,1303E-05 m^2/s.

12. Menghitung tinggi transfer unit fase cairan (H_L) : persamaan 9-102 ludwig hal 351 sebagai berikut :

V* :	3062,3294	kg/jam
Ac :	4,0408	m^2
G :	757,8520	$kg/m^2.jam$
	155,2203	$lb/ft^2.hr$
L* :	4309,0065	kg/jam
Ac :	4,0408	m^2
L' :	1066,3742	$kg/m^2.jam$
	218,4107	$lb/ft^2.hr$
θ :	0,01	ludwig, table 9-41
j :	0,22	
L :	218,4107	$lb/ft^2.hr$
ρL :	8,9818E+02	kg/m^3
	5,6072E+01	lb/ft^3
μL :	9,4327E-04	kg/m.s
	6,3385E-04	lb/ft.s
D_L :	1,366E-09	m^2/s
	1,470E-08	ft^2/s
H_L :	4,5832	Ft

$$H_L = \theta \left(\frac{L}{\mu_L}\right)^j \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \, . D_L}\right)^{0.5}$$

$$L' = \frac{L^*}{Ac} \qquad G = \frac{V^*}{Ac}$$

13. Menghitung tinggi transfer unit fase gas (H_G) : persamaan 9-103 ludwig hal 351

$$H_G = \frac{\alpha \,.\, G^{\beta}}{L^{\gamma}} \left[\frac{\mu_v}{\rho_v \,.\, D_v}\right]^{0.5}$$

α :	2,58	in	Tabel 9-43, Ludwig
β :	0,41	in	
γ :	0,45	in	
G :	155,2203	lb/ft^2.hr	
L :	218,4107	lb/ft^2.hr	
ρv :	0,0402	kg/m^3	
	0,0025	lb/ft^3	
μv :	1,9472E-05	kg/m.s	
	1,3085E-05	lb/ft.s	
Dv :	1,1303E-05	m^2/s	
	0,0001	ft^2/s	
HG :	0,0014	ft	

14. Menghitung tinggi total transfer unit

$$H_{tog} = Hg + \frac{HL}{A}$$

HG :	0,0014	ft
HL :	4,5832	ft
A :	1,4384	ft
Htog :	3,1878	ft

15. Menghitung tinggi packing

$$Z = H_{tOG} + N_{tOG}$$

Ntog :	2,6144	ft
Htog :	3,1878	ft
Z :	5,8021	ft
	1,7685	m
Jumlah bed :	0,2598	buah
	1,0000	buah
Tinggi Packing per-bed :	1,7685	m

16. Menghitung tebal shell (ts) : $t_s = \frac{P.\ r}{(fE\ -0{,}6\ P)} + C$

P Design :	14,6900	psi
f :	12650	psi
r :	44,6616	in
E :	0,8000	
C :	0,1250	
ts :	0,1899	in

Digunakan tebal shell standar (ts) adalah 0,2500 in (Brownell, hal 88)

17. Menghitung tebal head (th) : $t_h = \frac{P.\ r\ .\ w}{(2fE\ -0{,}2P)} + C$

P :	14,6900	psi
OD :	89,8232	in
icr :	5,5	in
r :	90	in
f :	12650	Psi
E :	0,8	
C :	0,125	
w :	1,7613	in
th :	0,1270	in

Digunakan tebal head standar (tshadalah 0,1875 in (Brownell, hal 90)

Persamaan ts dan th didapatkan dari :

ts : Brownell and Young hal.254

th : Brownell and Young hal138