No: TA/TK/2018/85

PRA RANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BUTANA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

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

Oleh:

Nama	**: Rianita Anggraini T.**	**Nama**	**: Nisa Rizkia Fitri**
No. Mahasiswa	**: 14521240**	**No.Mahasiswa**	**: 14521242**

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

2018

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BUTANA DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Rianita Anggraini T.	Nama	: Nisa Rizkia Fitri
No. Mahasiswa	: 14521240	No.Mahasiswa	: 14521242

Yogyakarta, November 2018

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

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

Td.Tangan	Td.Tangan
Rianita Anggraini T.	Nisa Rizkia Fitri

ii

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BUTANA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Rianita Anggraini T.
No. Mahasiswa : 14521240

Nama : Nisa Rizkia Fitri
No.Mahasiswa : 14521242

Yogyakarta, November 2018

Pembimbing I,

Dra. Kamariah, M.S., C.Text.ATI.

Pembimbing II

Achmad Chafidz M. Sahid, S.T., M.Sc.

iii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRDIE DARI BUTANA DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Nisa Rizkia Fitri
No. Mahasiswa : 14521242

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, Desember 2018

Tim Penguji

Dra. Kamariah, M.S., C.Text.ATI
Ketua

Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.
Anggota I

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.Eng.
Anggota II

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

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA * YOGYAKARTA * FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BUTANA DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Rianita Angraini Taufik
No. Mahasiswa : 14521240

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, Desember 2018

Tim Penguji

Dra. Kamariah, M.S., C.Text.ATI
Ketua

Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.
Anggota I

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.Eng.
Anggota II

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

Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW.

Hasil karya ini khusus saya persembahkan kepada:

Orang tua tercinta, atas segala doa dan dukungan yang terus mengalir serta kasih sayang yang tak terhingga, kalian berdualah yang selama ini menjadi sumber kekuatanku untuk menyelesaikan tugas akhir ini, terimakasih banyak.

Kakak tersayang atas segala support, do'a dan kasih sayang yang diberikan, terimakasih banyak.

Partner kerja praktek, penelitian, dan tugas akhir ***Ria***, terima kasih telah menjadi partner yang sabar dan berjuang dalam menyelesaikan karya ini. Maaf atas segala kekuranganku.

Sahabat-sahabatku yang selalu mendukung dan menyemangatiku, terima kasih untuk semangat, persahabatan dan ilmu yang telah kalian bagi selama ini.

Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2014, kalian adalah teman berbagi ilmu dan untuk setiap kebersamaan serta canda tawa, akan menjadi kenangan yang tak terlupakan bagiku. Terima kasih banyak.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW.

Hasil karya ini khusus saya persembahkan kepada:

Orang tua tercinta, atas segala doa dan dukungan yang terus mengalir serta kasih sayang yang tak terhingga, kalian berdualah yang selama ini menjadi sumber kekuatanku untuk menyelesaikan tugas akhir ini, terimakasih banyak.

atas segala support, do'a dan kasih sayang yang diberikan, terimakasih banyak.

Partner kerja praktek, penelitian, dan tugas akhir ***Nisa*** terima kasih telah menjadi partner yang sabar dan berjuang dalam menyelesaikan karya ini. Maaf atas segala kekuranganku.

Sahabat-sahabatku yang selalu mendukung dan menyemangatiku, terima kasih untuk semangat, persahabatan dan ilmu yang telah kalian bagi selama ini.

Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2014, kalian adalah teman berbagi ilmu dan untuk setiap kebersamaan serta canda tawa, akan menjadi kenangan yang tak terlupakan bagiku. Terima kasih banyak.

Kata Pengantar

Puji syukur ke hadirat Allah S.W.T atas rahmat dan hidayah-Nya kepada penyusun sehingga Tugas Akhir dengan judul Prarancangan Pabrik Maleic Anhydride dari Butana dan Udara dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini dapat diselesaikan. Prarancangan Pabrik Kimia merupakan tugas yang diwajibkan bagi setiap mahasiswa sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia Yogyakarta. Penyusunan tugas ini didasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, data paten, materi akademik dan sebagainya.

Dengan selesainya skripsi ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT, sebagai maha pencipta segala makhluk hidup di alam semesta ini.
2. Orangtua, kakak dan adik serta keluarga penulis lainnya yang tidak henti-hentinya memberikan semangat, doa, dan dukungan baik moral maupun moril dalam penyelesaian tugas akhir ini.
3. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Ibu Dra. Kamariah, M.S., C.Text. ATI dan Bapak Achmad Chafidz Mas Sahid, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing I dan II Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
6. Semua pihak yang telah banyak membantu penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis menyadari masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam penyusunan tugas akhir ini. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan.

Akhir kata penyusun berharap semoga Prarancangan Pabrik Maleic Anhydride dari Butana dan udara ini, dapat bermanfaat bagi penyusun pada khususnya dan para pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, November 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL..... ii

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING..... iii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI..... iv

LEMBAR PERSEMBAHAN DAN MOTTO..... vi

KATA PENGANTAR..... viii

DAFTAR ISI..... x

DAFTAR TABEL..... xiii

DAFTAR GAMBAR..... xv

ABSTRAK xvi

ABSTRACT xvii

BAB I. PENDAHULUAN..... 1

1.1 Latar belakang..... 1

1.1.1 Penentuan Kapasitas Perancangan..... 3

1.2 Tinjauan Pustaka..... 8

1.2.1 Jenis Proses Berdasarkan Bahan Baku.....9

1.2.2 Jenis Proses Berdasarkan Tipe Reaktor..... 11

BAB II. PERANCANGAN PRODUK..... 17

2.1 Spesifikasi Produk…….....17

2.2 Spesifikasi Bahan Baku….....17

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu …..... 18

2.4 Pengendalian Kualitas …..... 19

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku….....19

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi…. 19

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk…. 20

BAB III. PERANCANGAN PROSES....21

3.1 Uraian Proses....21

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku....21

3.1.2 Tahap Sintesis Produk…….....23

3.1.3 Tahap Pemurnian Produk....23

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk....24

3.3 Perencanaan Produksi.... 34

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku.... 34

3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses....34

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK....36

4.1 Lokasi Pabrik…….....36

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)….....40

4.3 Tata Letak Alat Proses…. 47

4.4 Alir Proses dan Material….....50

4.4.1 Neraca Massa…. 50

4.4.2 Neraca Panas…. 52

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif.... 54

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif…. 56

4.5 Penyediaan Teknik (Utilitas) ….....57

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air…. 57

4.5.2 Unit Penyediaan *Dowtherm*……...…. 63

4.5.3 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik…..... 65

4.5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen…….... 69

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar……..…..... 69

4.6 Organisasi Perusahaan……..….....70

4.6.1 Bentuk Perusahaan……..... 70

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan……..... 72

4.6.3 Tugas dan Wewenang.……..... 76

4.6.4 Sistem Kepegawaian…….....82

4.6.5 Pengaturan Lingkungan Pabrik…….....91

4.7 Evaluasi Ekonomi…..….....92

4.7.1 Harga Alat…..….....93

4.7.2 Dasar Perhitungan…..….....108

4.7.3 Perhitungan Biaya…..….....108

4.7.4 Analisa Kelayakan…..….....109

4.7.5 Hasil Perhitungan….....113

BAB V. PENUTUP.....123

5.1 Kesimpulan.....123

5.2 Saran.....125

DAFTAR PUSTAKA 126

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Impor *Maleic Anhydride*…..…..... 3

Table 1.2 Kebutuhan dan Kapasitas Produksi *Maleic Anhydride* di Dunia... 5

Tabel 1.3 Kapasitas Pabrik *Maleic Anhydride* di Dunia..... 6

Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik *Maleic Anhydride* di Indonesia..... 7

Tabel 1.5 Perbandingan Proses Fixed Bed dan Fluidized Bed…….....15

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan…….....……..... 25

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor…….....…….....25

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Pemisah (Separator)…….....…….....26

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Pemisah (Dekanter)…….....……..... 27

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Pemisah (Filter Udara)…….....….....28

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Pemisah (Membran)…….....…….....28

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Pembutiran.....…….....…….....28

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas (*Furnace*)…….....…….....29

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Penukar Panas (*Cooler*)…….....…….... 30

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Menaikkan Tekanan Gas…….....…..... 31

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Menurunkan Tekanan Gas…….....31

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Mengalirkan Cairan…….....…..... 32

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Mengalirkan Udara…….....…..... 33

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Pengangkutan…….....….....33

Tabel 4.1 Rincian Luas Tanah Bangunan Pabrik…….....44

Tabel 4.2 Neraca Massa pada Reaktor Fixed Bed……..…….....50

Tabel 4.3 Neraca Massa pada Separator……..……..……..... 51

Tabel 4.4 Neraca Massa pada Dekanter……..……..... 51

Tabel 4.5 Neraca Massa pada Prilling Tower……..……...……..... 52

Tabel 4.6 Neraca Panas pada Reaktor Fixed Bed……...……..... 52

Tabel 4.7 Neraca Panas pada Separator……..……..……..... 53

Tabel 4.8 Neraca Panas pada Dekanter……..……...……..... 53

Tabel 4.9 Neraca Panas pada Prilling Tower……..……...…...……..... 53

Tabel 4.10 Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga……..... 62

Tabel 4.11 Kebutuhan Dowtherm……...……..……...…...……..... 63

Tabel 4.12 Daya Motor Peralatan Proses……..……...…...……..... 66

Tabel 4.13 Daya Motor Peralatan Utilitas……..……...…...……...….....67

Tabel 4.14 Daya Listrik untuk Peralatan Penunjang……...…….....69

Tabel 4.15 Daya Listrik Secara Keseluruhan……..…….....…...…….....69

Tabel 4.16 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan *Shift*……..……..... 83

Tabel 4.17 Jumlah Tenaga Kerja Berdasarkan Jabatan dan Golongan..... 85

Tabel 4.18 Daftar Gaji Ketenaga Kerjaan……..…….…….....89

Tabel 4.19 Indeks Harga Tiap Tahun…….…….…….....93

Tabel 4.20 Harga Peralatan Proses…….…….…….....104

Tabel 4.21 Harga Peralatan Penunjang (Utilitas)…….…...….....106

Tabel 4.22 Physical Plant Cost (PPC)……...…….…….....113

Tabel 4.23 Direct Plant Cost (DPC)……...…….…….....113

Tabel 4.24 Fixed Capital Investment (FCI)……...…….…….....114

Tabel 4.25 Direct Manufacturing Cost (DMC)……...…….……...….....114

Tabel 4.26 Indirect Manufacturing Cost (IMS)……...……...…….....115

Tabel 4.27 Fixed Manufacturing Cost (FMC)……..…….…….....115

Tabel 4.28 Manufacturing Cost (MC)……..…….…….....115

Tabel 4.29 Working Capital (WC)……..……..…….....116

Tabel 4.30 General Expanse……...……...…….…….....116

Tabel 4.31 Total Production Cost (TPC)……...…….…….....117

Tabel 4.32 Fixed Cost (Fa)……...……..... 117

Tabel 4.33 Variable Cost (Va)……...……...…….…….....117

Tabel 4.34 Regulating Cost (Ra)……...……...…….…….....118

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kebutuhan Impor *Maleic Anhydride*…..…..... 4

Gambar 1.2 Kebutuhan Pasar *Maleic Anhydride* di Dunia..... 6

Gambar 1.3 Struktur *Maleic Anhydride*..... 8

Gambar 1.4 Diagram Proses Huntsman Fixed Bed 12

Gambar 1.5 Diagram Proses ALMA Fluidized Bed..... 14

Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik *Maleic Anhydride*..... 43

Gambar 4.2 Layout Pabrik Skala 1:1000..... 46

Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:1000..... 50

Gambar 4.4 Diagram Kualitatif..... 55

Gambar 4.5 Diagram Kuantitatif..... 56

Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Pengolahan Air Laut..... 58

Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan……..... 75

Gambar 4.8 Grafik Tahun terhadap Harga Indeks……..... 96

Gambar 4.9 Grafik BEP dan SDP……..... 121

ABSTRAK

Pabrik Maleic anhydride dari butana dan udara ini akan dirancang dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Untuk memperoleh produk maleic anhydride yang sesuai kapasitas, dibutuhkan butana sebanyak 36.609.444 ton/tahun dan O_2 sebanyak 127.620.521 ton/tahun. Bahan baku butana dibeli langsung dari PT. Pertamina RU IV Balongan sedangkan O_2 diperoleh dari udara bebas. Proses yang digunakan pada pembuatan maleic anhydride adalah oksidasi butana dengan bantuan katalis V_2O_5. Reaksi dijalankan dalam reaktor fixed bed multitube dengan suhu masuk gas sebesar 350°C dan tekanan 3,4 atm. Produk maleic anhydride yang dihasilkan dimurnikan menggunakan separator drum, dekanter, dan prilling tower. Hasil produk maleic anhydride mempunyai kemurnian 99,95% wt. Disimpan dalam silo bersuhu 30°C dan tekanan atmosferis. Pabrik maleic anhydride ini direncanakan akan dibangun di Balongan, Indramayu, Jawa Barat dengan mempekerjakan 152 orang karyawan. Untuk keperluan utilitas, diperlukan air sebanyak 4,0038 m^3/jam yang disuplai dari laut, steam sebanyak 305,302 kg/jam, dan kebutuhan pendingin dowtherm A sebanyak 9.334,302 kg/jam. Sementara itu, kebutuhan listrik total sebesar 92,5 kW yang dipenuhi oleh PLN. Dalam menjalankan produksi, pabrik maleic anhydride ini membutuhkan modal tetap sebesar Rp 154.211.481.532 dan modal kerja sebesar Rp 230.381.998.983. Pabrik maleic anhydride ini digolongkan pabrik yang low risk dikarenakan memiliki tekanan dan suhu yang tidak terlalu tinggi, yaitu 3,4 atm dan 350°C. Berdasarkan analisis kelayakan yang dilakukan, diperoleh nilai ROI_b 66,04%, POT_b 1 tahun, BEP 44,37%, SDP 35,94%, dan DCFRR 16,98%. Berdasarkan nilai-nilai tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menarik dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci: Maleic anhydride, Oksidasi Butana, Butana dan Oksigen, Balongan, Indramayu.

ABSTRACT

Methanol plant from butane and air is designed with a capacity of 40.000 tonnes/year and operated continuously for 330 days/year. To obtain the maleic anhydride product according to that capacity, butane is needed as much as 36.609.444 tonnes/year and O_2 as much as 127.620.521 tonnes/year. Raw material of pure butane is purchased directly from PT. Pertamina RU IV Balongan, while O_2 is produced from air. The process used in the manufacture of maleic anhydride is butane oxidation with the aid of a catalyst V_2O_5. The reaction is run in a fixed bed reactor with gas inlet temperature of 350°C and pressure of 3,4 atm. The product of maleic anhydride is purified using separator drum, decanter, and prilling tower. Maleic anhydride product with the purity of 99,95 wt % stored in silo which has temperature of 30°C and atmospheric pressure. The maleic anhydride plant planned to be built in Balongan, Indramayu, West Java with 152 employees. For the purposes of utilities, water is needed as much as 21,993 m3/h supplied from Laut Jawa, steam as much as 305,302 kg/h, and dowtherm A cooling needs as much as 9.334,302 kg/h. Meanwhile, electricity is needed as much as 92,5 kW/year were fulfilled by PLN. To run the production, maleic anhydride plant requires a fixed capital of $ 10.419.695 and working capital of $ 15.566.351. Maleic anhydride plant is classified low-risk plant with pressure and temperature is not too high, at 3,4 atm and 220°C. Based on the analysis of economic feasibility, methanol from butane and O_2 plant has ROI_b value of 66,04%, POT_b 1 year, BEP 44,37%, SDP 35,94%, and DCFRR 16,98%. Based on these values, it can be concluded that the plant is interesting and feasible to set up.

Keywords: Maleic anhydride, Butane Oxidation, Butane and Oxigen, Balongan, Indramayu.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Pembangunan dibidang industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Pembangunan sektor industri merupakan sektor yang layak dan tepat untuk dikembangkan di negara berkembang seperti Indonesia. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia. Indonesia memiliki sumber daya mineral yang banyak digunakan dalam industri kimia. Kegiatan pembangunan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga sekaligus ikut memecahkan masalah ketenagakerjaan.

Industri-industri kimia merupakan salah satu industri yang terus berkembang secara meluas dan terintegrasi sehingga mempunyai prospek yang baik saat ini maupun masa yang akan datang. Perkembangan industri hilir dan juga bahan setengah jadi yang pesat selama ini merupakan faktor pendorong dibangunnya unit-unit industri hulu. Hal ini sesuai dengan sifat umum dari industri kimia, dimana perkembangan terhadap suatu sektor akan mempengaruhi produk pada industri hulu. Dengan demikian, baik penyediaan maupun kebutuhan akan bahan baku di dalam industri kimia saling berkaitan.

Pembangunan industri sebagai bagian dari usaha pembangunan jangka panjang diarahkan untuk mencapai struktur ekonomi yang lebih kuat, yaitu

struktur ekonomi dengan titik berat industri yang maju. Peningkatan yang pesat baik secara kuantitatif maupun kualitatif juga terjadi dalam industri kimia. Salah satu industri yang sedang berkembang di Indonesia saat ini yaitu industri *unsaturated polyester* resin, sehingga meningkatkan permintaan akan bahan baku berupa *maleic anhydride.*

Maleic Anhydride ($C_4H_2O_3$) merupakan bahan antara (*intermediete*) yang penting dalam industri. Bahan kimia ini digunakan teutama sebagai bahan baku pembuatan *unsaturated polyester* resin. Resin tersebut kemudian digunakan dalam pembuatan *fiberglass* agar menjadikannya kuat tetapi ringan dan tahan terhadap korosi. Seperti pembuatan kapal, mobil, peralatan elektronik dan sebagainya. Kegunaan lain dari *maleic anhydride* yaitu sebagai bahan baku pembuatan *alkyd* resin, *agricultural chemical* (insektisida, herbisida, fungisida, *soil treatment*, dan *growth regulator*), *reinforced plastics*, asam maleat, asam fumonat, asam malat, asam tartarat, *additive* dalam pembuatan *point vurmishes* dan *inks*, serta bahan penolong dalam pembuatan *surface coating*, *reactive plastisizer* (Trivedi dan Culbertson, 2003).

Kebutuhan *maleic anhydride* di dunia semakin meningkat sepanjang tahun selama beberapa tahun terakhir ini, pemakaiannya diseluruh dunia meningkat rata-rata 5,8 % per tahun pertumbuhan terbesar berlangsung di Asia. Diperkirakan permintaan *maleic Anhydride* akan terus meningkat menjadi 3,1 % di Amerika dan 7-8 % di Asia tiap tahunnya.

Mengingat kegunaannya yang banyak dan besarnya kebutuhan masyarakat akan bahan ini maka pendirian pabrik *maleic anhydride* di Indonesia dirasa sangat

tepat. Disamping dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, sisa kapasitas produksi dapat diekspor sehingga dapat meningkatkan devisa negara, dan menambah lapangan kerja.

1.1.1 Penentuan Kapasitas Perancangan

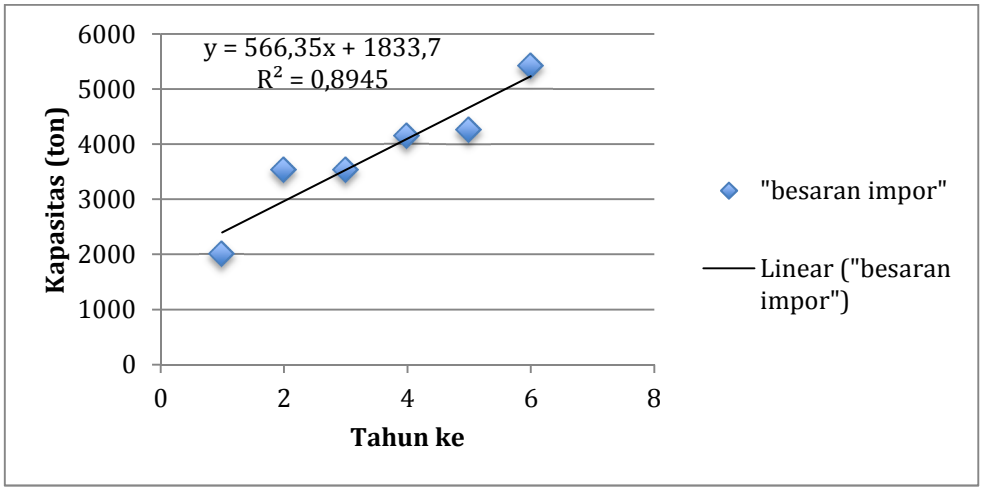
1. Produksi kebutuhan *Maleic Anhydride*

Dari data statistik Biro Pusat Statistik dalam kurun waktu 5 tahun, dapat diketahui dari data impor yang semakin bertambah dan ini dapat menjadi peluang pihak industri kimia untuk meningkatkan produksi dalam negeri. Adapun data impor *maleic anhydride* yang diperoleh dari Biro Pusat Statistik dapat dilihat pada Tabel 1.1 dibawah ini :

Tabel 1.1 Data Impor *Maleic Anhydride*

Tahun	Tahun Ke	Impor (Ton)
2012	1	2013,084
2013	2	3527,033
2014	3	3530,62
2015	4	4150,035
2016	5	4262,054
2017	6	5412,653

(Sumber : Biro Pusat Statistik, 2012-2017)



Gambar 1.1 Kebutuhan impor *maleic anhydride*

Dari persamaan linear pada Gambar 1.1 kebutuhan impor *maleic anhydride* di Indonesia diperkirakan akan mengalami kenaikan. Dan pada regresi linier diperoleh tren kenaikan impor *maleic anhydride* di Indonesia sesuai dengan persamaan y = 566,35x + 1833,7 dengan y adalah jumlah impor *maleic anhydride* dan x adalah tahun. Sehingga dari persamaan tersebut dapat diprediksikan kebutuhan *maleic anhydride* pada tahun 2024 di Indonesia sebesar 9.196,25 ton/tahun.

2. Kebutuhan Luar Negeri

Selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pabrik *maleic anhydride* yang akan didirikan di Indonesia juga bertujuan untuk memenuhi kebutuhan luar negeri. Permintaan *maleic anhydride* di dunia terutama tergantung pada produksi resin poliester tak jenuh (UPR), sintesis perekat minyak pelumas dan pembentukan asam maleat dan fumarat (Nexant ChemSystems, 2005). Permintaan dunia untuk *maleic anhydride* dalam 5 tahun terakhir tumbuh pesat pada tingkat pertumbuhan tahunan sebesar 7,3%. Pertumbuhan tahunan rata-rata di Amerika

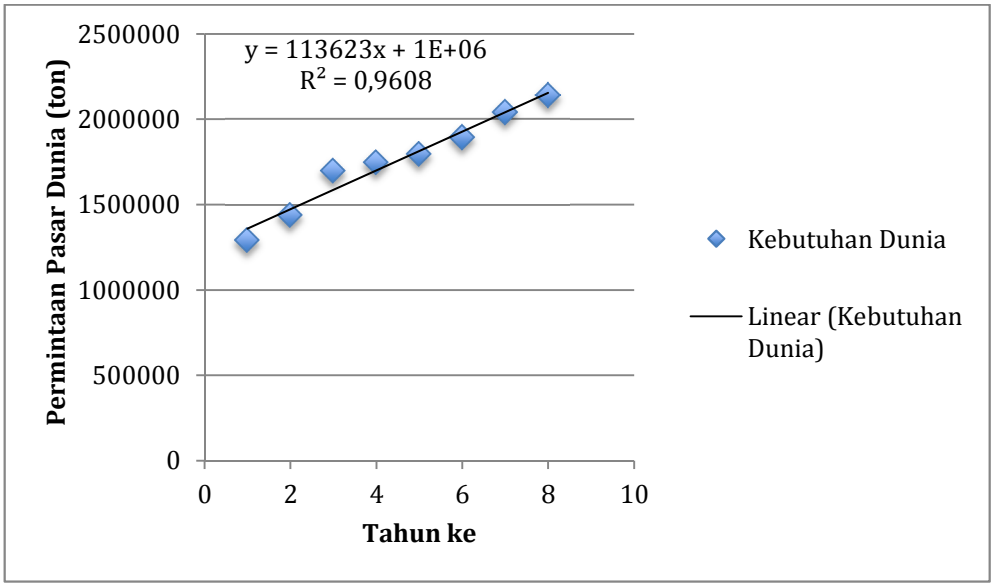
Utara tingkat permintaan untuk *maleic anhydride* adalah 4%, sementara permintaan di Eropa Barat dan Jepang masing-masing 12% dan 6,5%. Berdasarkan data statistik perdagangan di dunia dari Tabel 1.2 kemudian dilakukan regresi linier untuk mendapatkan tren kenaikan kebutuhan *maleic anhydride* di dunia hingga didapatkan persamaan y = 113623x + 1x10^6, dengan y adalah kebutuhan *maleic anhydride* dan x adalah tahun.

Berdasarkan data statistik kebutuhan *maleic anhydride* di dalam dan di luar negeri, pabrik direncanakan akan berdiri pada tahun 2024 dengan kapasitas pabrik yang dipilih sebesar 40.000 ton/tahun, yaitu untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sekitar 23% atau sebesar 9.196,25 ton/tahun dan sisanya sebesar 30.803,75 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan pasar *maleic anhydride* di luar negeri atau sekitar 0,244 % dari kebutuhan *maleic anhydride* di dunia.

Tabel 1.2 Kebutuhan pasar *Maleic anhydride* di dunia

Tahun	**Tahun Ke**	**Permintaan (Ton/Tahun)**
2004	1	1.295.000
2006	2	1.440.000
2008	3	1.700.000
2009	4	1.749.000
2010	5	1.796.900
2012	6	1.893.800
2014	7	2.040.000
2016	8	2.140.000

(Sumber: Sri Consulting, 2009)



Gambar 1.2 Kebutuhan pasar *maleic anhydride* di dunia

3. Kapasitas Pabrik yang sudah ada

Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada diatas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sedang berjalan. Daftar pabrik *maleic anhydride yang* sudah ada dapat dilihat pada Tabel 1.3 dan Tabel 1.4.

Tabel 1.3. Kapasitas Pabrik *maleic anhydride* di dunia

Proses	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Mansanta Co	Ponsa Colla, Florida	77.000
United State Steel	Niville island, Pensylvania	20.000
Bayer AG	Oisa, Japan	15.000
	Verdingen	10.000

(Sumber: Mc Ketta, JJ, 1977)

Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik *maleic anhydride* di Indonesia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Petrowidada	Gresik	2700
PT. Justus kimiaraya	Jakarta, Surabaya, Semarang, Medan, Bandung	14.000

Dari data Tabel 1.3 dapat diketahui bahwa kapasitas minimal produksi pabrik *maleic anhydride* di dunia adalah sebesar 10.000 ton/tahun, dan pada Tabel 1.4 dapat diketahui bahwa kapasitas minimal pabrik *maleic anhydride* di Indonesia sebesar 2.700 ton/tahun. Dapat disimpulkan bahwa kapsitas pabrik yang layak berdiri adalah 2.700 – 77.000 ton/tahun, sehingga kapasitas pabrik yang akan didirkan yaitu 40.000 ton/tahun layak berdiri.

4. Ketersediaan Bahan Baku

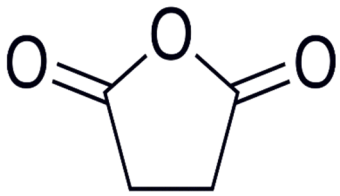
Bahan baku pembuatan *maleic anhydride* yang digunakan ialah LPG butana. LPG butana diperoleh dari PT Pertamina Balongan dengan kapasitas LPG butana sebesar 700 ton/hari. Kebutuhan bahan baku adalah 110 ton/hari sehingga kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi dari dalam negeri.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tentang perkiraan kebutuhan *Maleic Anhydride* di Indonesia, ketersediaan bahan baku dan kapasitas pabrik yang sudah beroperasi ditetapkan kapasitas produksi rancangan pabrik *Maleic Anhydride* ini sebesar 40.000 ton/tahun. Diharapkan dengan kapasitas ini dapat

memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi kebutuhan impor *Maleic Anhydride* serta sisanya dapat di ekspor ke negara lain.

1.2 Tinjauan Pustaka

Maleic Anhydride (maleat anhidrida) adalah senyawa organik dengan rumus kimia $C_4H_2O_3$. Dalam keadaan murninya ia tidak berwarna/berwarna putih padat dengan bau yang tajam. Memiliki massa molar 98,06 g/mol, densitas 1,48 g/cm^3, titik didih 198 ^oC, *flash point* 103,33 ^oC, dan titik leleh 52,8 ^oC.



Gambar 1.3 struktur *maleic anhydride*

Maleic Anhydride sejak dahulu diproduksi dari oksidasi benzena atau senyawa aromatik lainnya. *Maleic Anhydride* pertama kali diproduksi secara komersial pada tahun 1928 oleh National Anniline and Chemical dengan menggunakan proses *weiss and downs*. Proses ini menggunakan benzena sebagai bahan baku. Petrotex juga memproduksi *Maleic Anhydride* dengan bahan baku butana pada tahun 1960. Sampai dengan tahun 2006, hanya beberapa pabrik yang masih menggunakan benzena. Hal ini karena kenaikan harga benzena, sehingga kebanyakan pabrik menggunakan butana sebagai bahan baku.

Berikut merupakan reaksi pembentukan *Maleic Anhydride* dari butana :

$$2CH_3CH_2CH_3 + 7O_2 \longrightarrow 2CH_2CH_2(CO)_2O + 8H_2O$$

Keuntungan produksi *Maleic Anhydride* dari C_4 hidro karbon sangat diminati oleh industri. Idealnya dalam pembuatan *Maleic Anhydride* dengan bahan baku 100 lb benzena akan menghasilkan 125,6 lb *Maleic Anhydride* dan dengan bahan baku 100 lb butana akan menghasilkan 168,9 nlb *Maleic Anhydride* (Trivedi dan Culbertson, 2013).

1.2.1 Jenis Proses Berdasarkan Bahan Baku

1. Bahan baku Benzena dan udara

Proses oksidasi benzena merupakan cara paling lama yang digunakan untuk memproduksi *maleic anhydride*. Karena reaksi yang berjalan sangat eksotermis maka menggunakan katalis padat *vanadium oxide* yang diletakkan dalam *multitube* dengan pendingin dari suatu larutan yang disirkulasi melalui *shell side* dari reaktor.

Reaksi:

$$C_6H_6 + 4{,}5\ O_2 \longrightarrow C_4H_2O_3 + 2\ CO_2 + 2\ H_2O$$

Reaksi samping:

$$C_6H_6 + 7{,}5\ O_2 \longrightarrow 6\ CO_2 + 3\ H_2O$$

$$C_6H_6 + 4{,}5\ O_2 \longrightarrow 6\ CO + 3\ H_2O$$

Recovery gas *maleic anhydride* yang terbentuk dicairkan dengan mengunakan kondensasi parsial, sedangkan gas yang belum terkondensasi dialirkan ke *scrubber* untuk dicuci sebagai *maleic anhydride* dan proses selanjutnya dilakukan proses pemurnian. Dalam proses *recovery* timbul satu permasalahan dimana terjadi isomerisasi *maleic anhydride* yang pada akhirnya akan menghasilkan

fumaric acid. Isomerisasi ini dapat dihindari dengan menggunakan waktu tinggal yang lebih pendek (Kirk & Othmer, 1978).

Secara umum *maleic anhydride* diproduksi dari reaksi oksidasi benzena dan udara. Reaktor yang digunakan adalah *fixed bed multitube* dengan jumlah tube 2550 dan dengan menggunakan katalis vanadium pentaoksida (V_2O_5). Konversi benzena menjadi produk dan produk samping adalah sebesar 98 %. Karena reaksi ini sangat eksotermis maka digunakan pendingin berupa *molten salt* yang masuk pada bagian shell dengan suhu 360 ^oC. Setelah keluar dari reaktor kemurnian campuran gas masuk ke dalam tahap pemurnian untuk diambil kandungan *maleic anhydride* nya dari gas campuran.

2. Bahan baku Butana dan udara

Reaksi yang terjadi dalam *Maleic Anhydride* dari butana :

Reaksi utama : $C_4H_{10} + 3.5\ O_2 \longrightarrow C_4H_2O + 4H_2O$

Reaksi samping : $C_4H_{10} + 4.5\ O_2 \longrightarrow 4CO + 5H_2O$

$C_4H_{10} + 6.5\ O_2 \longrightarrow 4CO_2 + 5H_2O$

Proses ini berlangsung pada kisaran suhu antara 350-430 ^oC dan pada tekanan sekitar 20 psig (Mc. Ketta dan Cunningham, 1982). Dalam proses ini lebih banyak air yang terbentuk dibandingkan dengan proses oksidasi benzena. *Maleic Anhydride* dalam aliran gas keluaran reaktor didinginkan dan diturunkan tekanannya kemudian dialirkan ke sebuah separator untuk memisahkan uap *maleic anhydride* dari gas-gas hasil samping reaksi. Selanjutnya *maleic anhydride* cair didinginkan dan diturunkan tekanannya sebelum dibawa ke dekanter untuk memisahkan *maleic anhydride* dengan H_2O berdasarkan densitasnya. H_2O yang

telah dipisahkan dari *maleic anhydride* dibawa ke UPL untuk diproses sebelum dibuang ke lingkungan. Sedangkan *maleic anhydride* hasil keluaran dekanter selanjutnya dibawa ke prilling tower untuk diubah fasenya menjadi padatan (butiran) dengan kemurnian 99,95 % dan air sebagai pengotornya. Produksi *maleic anhydride* dengan bahan baku butana lebih banyak diminati oleh industri. Karena selain harga bahan bakunya yang lebih murah, dengan massa bahan baku yang sama butana dapat menghasilkan produk yang lebih besar dibandingkan benzena.

1.2.2 Jenis Proses Berdasarkan Tipe Reaktor

Secara umum, teknologi proses produksi *Maleic Anhydride* dari oksidasi butana terdiri atas 2 kategori berdasarkan tipe reaktor yang digunakan, yaitu: *fixed bed process* dan *fluidized bed process technology*. Namun seiring dengan perkembangan teknologi zaman, kategori *fluidized bed* sudah berhasil dikembangkan menjadi *transparant bed process*. Berdasarkan teknologi fixed bed atau fluid bed, selektivitas butana 65 %-53 % molar dan konversi tidak melebihi 90% (Cortelli, 2006).

a. Fixed bed Process Technology

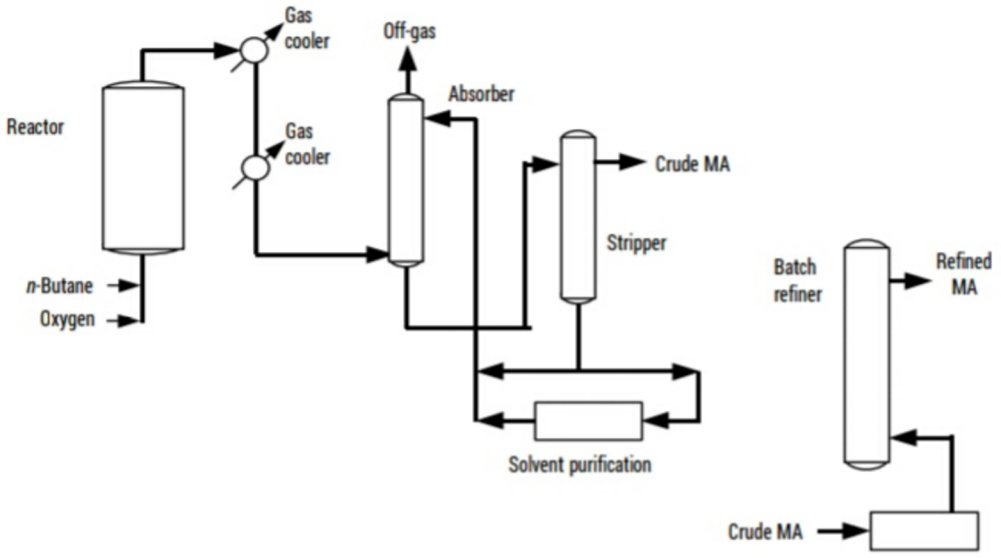
Maleic Anhydride diproduksi dengan reaksi oksidasi butana menggunakan katalis heterogen *vanadium phosphorus oxide* (VPO). Reaksi oksidasi ini sangat eksotermis. Hasil samping dari reaksi oksidasi butana ini yaitu :

$C_4H_{10} + 3.5\ O_2 \longrightarrow C_4H_2O + 4H_2O \qquad \Delta H = -1236$ KJ/mol

$C_4H_{10} + 4.5\ O_2 \longrightarrow 4CO + 5H_2O \qquad \Delta H = -1521$ KJ/mol

$C_4H_{10} + 6.5\ O_2 \longrightarrow 4CO_2 + 5H_2O \qquad \Delta H = -2656$ KJ/mol

Udara ditekan hingga tekanannya menjadi 100 sampai 500 kPa dengan kompresor sentrifugal atau aksial, dan dicampur dengan uap *superheated* butana dengan mixer statis agar pencampurannya baik. Berikut ini disajikan *flow diagram* proses *Maleic Anhydride* dari Huntsman :



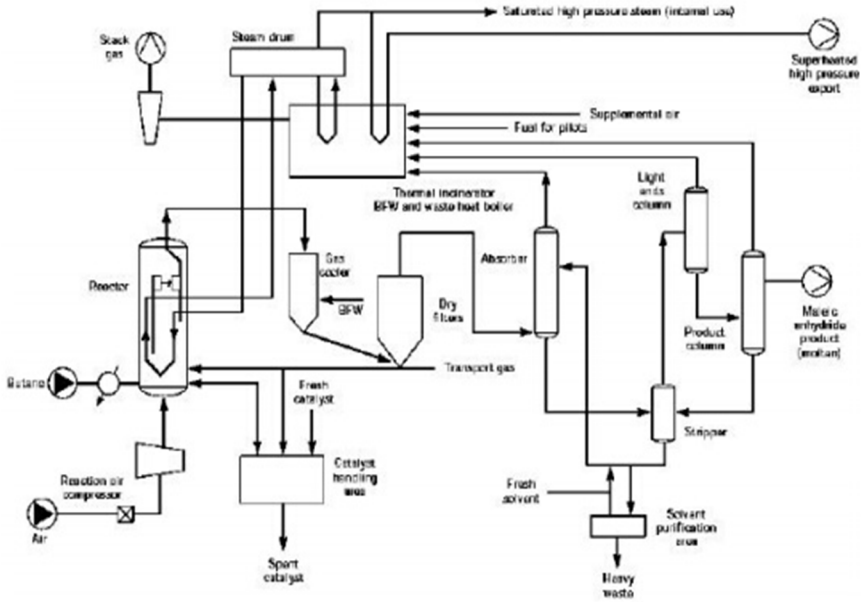
(Gambar 1.4 Process diagram Huntsman Fixed Bed)

Kondisi ini sangat eksotermis dari reaksi oksidasi butana menjadi *Maleic Anhydride* dan hasil sampingnya membutuhkan suatu pembuangan panas yang berlebih dari reaktor sehingga reaksi dijalankan dalam reaktor yang dilengkapi *heat exchanger multitube*, yang mensirkulasi campuran garam: KNO_3 53 %, $NaNO_2$ 40 % dan $NaNO_3$ 70 %. Diameter luar tube reaktor yaitu: 25-30 mm dan panjang tubenya sekitar 3-6 meter. Panas eksotermis reaksi sekitar 390-430 ^oC. Reaksi butana menjadi *maleic anhydride* mencapai yield maksimum pada konversi butana sekitar 85 % (Felthouse, 2001).

Operasi reaktor pada kondisi yang menghasilkan yield maksimum yaitu konversi butana sekitar 80-85 %, memberikan peluang proses r*ecycle* total dapat menghasilkan molar yield yang mendekati selektivitas reaksi yaitu 60 sampai 75% lebih tinggi dari pada 50-60 molar yield dari proses single pass dengan konversi yang tinggi (U.S Patents).

b. Fluidized Bed Process Technology

Process fluidized bed memberikan keuntungan yaitu sistem pengendalian hot spot yang sangat baik dengan pencampuran katalis yang cepat, kemudahan dalam pengoperasian diatas *flammable limit* dan sistem transfer panas reaktor yang tidak kompleks. Sedangkan kelemahan proses ini yaitu adanya efek *backmixin*g pada kinetika reaktor, kerusakan produk, reaksi hasil samping terjadi diatas *space fluidized bed*, dan rentan terbuangnya katalis dalam jumlah besar dari *explosing venting* (Felthouse, 2001).



Gambar 1.5 Diagram Proses ALMA Flidized Bed

Udara yang ditekan dan butana masuk secara terpisah pada bagian bawah reaktor *fluidized bed*. Panas reaksi eksotermis dihilangkan dari *fluidized bed* melalui *steam coil* yang kontak langsung dengan *bed fluidized soils*. Didalam reaktor terdapat koefisien transfer panas yang sangat besar antara *bed fluidized soils* dan *steam coils*. Pola aliran gas dalam reaktor fluidized bed umumnya *backmixing*, yang mana akan merusak *maleic anhydride*. Beberapa patent telah mendesain modifikasi bagian reaktor secara mekanis yang dapat mengkontrol *backmixing*. Cara lain untuk mengurangi *backmixing* ini yaitu dengan mengecilkan ukuran *bubble*, operasi reaktor dalam aliran yang turbulen dan dibuat fluidisasi yang cepat dengan maksud meminimalkan penggelembungan. Reaktor *fluidized bed* mmerlukan sejumlah *space* yang cukup diatas ketinggian katalis. Agar padatannya dapat terpisah dari gas. Proses fluidized bed beroperasi dengan konsentrasi butana yang tinggi teteapi waktu tinggal gas dalam reaktor lebih lama dari pada yang diproses fixed bed. (Felthouse, 2001)

Arus produk mengandung padatan dan gas. Padatannya dipisahkan dengan *cyclone,* filter atau kombinasi keduannya. *Cyclone* merupakan alat pemisah padatan dengan fluida menggunakan aliran vortex. Produk yang hanya mengandung gas ini kemudian harus didinginkan sebelum masuk ke *refining system.* Di proses fluid bed ini gas sisa reaktor berupa butana yang tidak bereaksi dan hasil samping dibakar diunit insinerasi sebelum akhirnya dibuang kelingkungan, (Felthouse, 2001).

Proses fluidized bed tidak membutuhkan shut down untuk mengganti katalis. Katalis baru secara periodik ditambahkan untuk mengatur aktivitas

katalis dan distribusi ukuran partikel. ALMA proses menambahkan unit penanganan katalis untuk menambahkan *Catalyst fines* maupun *fress Catalyst* ke reaktor.

Berdasarkan penjabaran beberapa proses alternatif pembentukan *maleic anhydride* dapat dilihat kelebihan dan kekurangan proses dalam tabel berikut :

Tabel 1.5 Perbandingan *Proses Fixed Bed* dan *Fluidized Bed*

No	Proses	Proses Huntsman Fixed bed	Proses ALMA Fluidized bed
1	Bahan baku	Butana & Oksigen	Butana & Oksigen
2	Katalis	VPO	VPO
3	Kondisi Operasi	350-430 ^{o}C, 1-5 atm	240 ^{o}C, 2-2 atm
4	Alat	1. Peralatan sederhana *2. Mature Technology*	1. Peralatan rumit *2. New Technology*
5	Kelebihan	1. Katalis tetap berada dalam *tube* 2. *Fixed bed* dapat digunakan pada tekanan tinggi 3. Kapasitas produksi cukup tinggi	1. Tidak membutuhkan *shut down* untuk mengganti katalis dengan menambahkan unit perancangan katalis 2. Sistem pengendalian *hot spot* yang sangat baik.
6	Kekurangan	1. Saat pergantian katalis harus dalam posisi shut down 2. Adanya kemungkinan terjadi *hot spot* pada katalis.	1. Adanya katalis yang ikut dalam produk 2. Terjadinya *backmixing* yang mana akan merusak *maleic anhydride* *3.* Waktu tinggal gas dalam reaktor lebih lama dari pada yang di proses *fixed bed* 4. Reaktor *fluidized bed* memerlukan sejumlah space yang cukup diatas ketinggian katalis, agar padatannya dapat terpisah dari gas.

(Sumber: Felthouse *et al*., 2001)

Berdasarkan pertimbangan diatas maka dipilih proses fixed bed untuk tahap oksidasi dan pemurnian *maleic anhydride*, yaitu: gas keluaran reaktor didinginkan kemudian dialirkan kesebuah separator unruk memisahkan uap *maleic anhydride* dari gas-gas hasil samping reaksi. Selanjutnya *maleic anhydride* cair didinginkan dan diturunkan tekanannya sebelum dibawa ke dekanter untuk memisahkan *maleic anhydride* dengan H_2O berdasarkan densitasnya. H_2O yang telah dipisahkan dari *maleic anhydride* dibawa ke UPL untuk diproses sebelum dibuang ke lingkungan. Sedangkan *maleic anhydride* hasil keluaran dekanter selanjutnya dibawa ke *prilling tower* untuk diubah fasenya menjadi padatan (butiran) dengan kemurnian 99,95 % dan air sebagai pengotornya.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk dapat memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan pabrik *maleic anhydride* dari butana dan udara, maka mekanisme pembuatannya dirancang berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 *Maleic Anhydride*

Rumus molekul	: $C_4H_2O_3$
Berat molekul	: 98,056 kg/kmol
Titik beku	: 52°C
Titik didih	: 198°C (pada 1 atm)
Titik kritis	: 448°C
Specific gravity	: solid : 1,4 (udara=1)
Kelarutan dalam air	: 0,001 gram dalam 100 ml air pada 25°C Terhidrolisis lambat dalam air
Kemurnian	: 99,5%
Kenampakan fisik	: Kristal padatan putih

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Butana

Rumus molekul	: C_4H_{10}
Berat molekul	: 58,12 kg/kmol
Titik beku	: -138,4°C

Titik didih : -0,5°C (pada 1 atm)

Titik kritis : 152,2°C

Specific gravity : 0,6 (udara=1)

Kelarutan dalam air : insoluble

Kemurnian : C_4H_{10} : 99,6% mol

C_5H_{12} : 0,4% mol

Kondisi penyimpanan: cair, T=35°C, P= 4 atm

2.2.2 Udara

Komposisi : N_2 : 79%

O_2 : 21%

Berat molekul : 32 kg/kmol

Kenampakan fisik : gas tidak berwarna

Titik beku : -218,8°C

Titik didih : -183°C (pada 1 atm)

Titik kritis : -118,4°C

Specific gravity : 1,14

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1 Katalis Vanadium Phosphorus Oxide

Rumus kimia : V_2O_5

Bentuk : Kristal

Warna : Kuning

Bulk density : 3,357 g/cm^3

Porositas : 0,38

Diameter rata-rata : 0,4762 cm

Kelarutan dalam air : 0,8 gram dalam 100 ml air pada 25°C

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik *maleic anhydride* ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku adalah untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu, diperlukan pengujian terhadap bahan baku.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

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

a. *Level Controller*

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

b. *Flow Rate Controller*

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

c. *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu aktual yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja. Selain itu, pengendalian waktu produksi juga dibutuhkan untuk mengefisienkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

d. *Pressure Controller*

Merupakan alat yang berfungsi untuk mengatur tekanan masuk dan keluar proses, apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan maka akan timbul tanda isyarat berupa suara dan nyala lampu.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk mendapatkan produk standar. Maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*. Sehingga didapatkan produk berkualitas tinggi dan dapat dipasarkan di Indonesia maupun luar negeri.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan *maleic anhydride* dibagi menjadi tiga tahap yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap sintesis produk
3. Tahap pemurnian produk

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap penyiapan bahan baku bertujuan untuk menyiapkan bahan baku butana dan udara agar sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan dalam *reaktor fixed bed multitube* yaitu pada suhu 350 °C dan tekanan 3,4 atm.

Bahan baku utama pembuatan *maleic anhydride* adalah butana dan udara. Butana disimpan di tangki horizontal (T-01) dalam fase cair pada kondisi suhu 35°C dan tekanan 4 atm. Kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-01) menuju *expansion valve* (EV-01) untuk menurunkan tekanannya menjadi 3,4 atm dan sekaligus merubah fasenya menjadi gas.

Udara pada kondisi suhu 30 °C dan tekanan 1 atm melewati filter udara (FU-01) untuk dipisahkan partikulat padat yang terkandung dalam udara dan juga melewati Membran (M-01) untuk memisahkan O_2 dan N_2. Kemudian tekanan O_2 dinaikkan dari 1 atm sampai tekanan 3,4 atm dengan menggunakan kompresor (K-01). Keluaran dari *expansion valve* yang berupa gas butana akan mengalir menuju *furnace* (F-01) bersamaan dengan O_2 untuk dinaikkan suhunya sebesar

350 ^{o}C. Selanjutnya masuk ke reaktor (R-01) untuk proses sintesa menjadi *maleic anhydride.*

3.1.2 Tahap Sintesis Produk

Maleic anhydride terbentuk dengan mereaksikan bahan baku butana dan O_2 dengan menggunakan katalis *Vanadium phosphorus oxide* dengan menggunakan *reaktor fixed bed multitube* dengan kondisi operasi yang berlangsung pada suhu 350°C dan bertekanan 3,4 atm. Reaksinya merupakan reaksi eksotermis, sehingga selama rekasi berlangsung akan dilepas sejumlah panas dan dibutuhkan pendingin untuk menjaga reaksi, adapun pendingin yang digunakan ialah *dowtherm A.* Dalam reaktor terbentuk gas *maleic anhydride* dan produk samping berupa CO_2 dan CO. Konversi butana yaitu 68% menjadi *maleic anhydride*, 16% menjadi CO, 12% menjadi CO_2 dan 4% tidak bereaksi, serta dengan yield 80% (Kirk Othmer, 2004). Stoikiometris dan panas reaksi dari reaksi oksidasi butana yaitu:

$$C_4H_{10} + 3{,}5\ O_2 \longrightarrow C_4H_2O_3 + 4\ H_2O \quad \Delta H = -1236\ kJ/mol$$

$$C_4H_{10} + 4{,}5\ O_2 \longrightarrow 4\ CO + 5\ H_2O \quad \Delta H = -1521\ kJ/mol$$

$$C_4H_{10} + 6{,}5\ O_2 \longrightarrow 4\ CO_2 + 5\ H_2O \quad \Delta H = -2656\ kJ/mol$$

3.1.3 Tahap Pemurnian Produk

Gas hasil keluaran reaktor selanjutnya diturunkan tekanannya dengan menggunakan *expansion valve* (EV-02) hingga 2 atm, lalu didinginkan dengan *cooler* (C-01 dan C-02) hingga suhunya menjadi 95°C, dan dialirkan menuju *separator drum* (SD-01) untuk memisahkan *maleic anhydride* dengan gas-gas produk samping. *Maleic anhydride* cair dan sebagian H_2O yang terikut sebagai pengotornya akan keluar sebagai hasil bawah *separator drum* (SD-01). Sedangkan

gas O_2, CO, CO_2, butana, pentana, dan sebagian uap air akan keluar sebagai hasil atas *separator drum* (SD-01), lalu dilewatkan pada Membran (M-02) guna memisahkan butana untuk direcycle kembali, sedangkan gas hasil atas separator yang lain dibuang ke UPL.

Selanjutnya hasil bawah *separator drum* diturunkan tekanannya dengan menggunakan *expansion valve* (EV-03) hingga 1 atm, lalu didinginkan dengan *cooler* (C-03) sampai suhunya menjadi 55°C, sebelum diumpankan dekanter (DK-01) untuk memisahkan *maleic anhydride* dan H_2O. Hasil bawah dari dekanter yaitu *maleic anhydride* dan sedikit H_2O kemudian dialirkan ke *prilling tower* (PT-01) untuk mengubah fase *maleic anhydride* menjadi padatan. *Maleic anhydride* diumpankan kebagian atas *prilling tower* untuk proses pembutiran. Udara digunakan sebagai pengering yang dihembuskan dari bagian bawah tower menggunakan *blower* (BL-01). Produk keluaran *prilling tower* (PT-01) berupa butiran *maleic anhydride*. Butiran ini keluar dari bagian bawah *prilling tower* dan diangkut dengan *bucket elevator* (BE-01) menuju silo (S-01) untuk disimpan, kemudian diumpankan ke gudang untuk pengepakkan sehingga siap dipasarkan.

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

3.2.1 Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		Tangki Penyimpanan C_4H_{10}	**Silo**
1	Fungsi	Menyimpan butana selama 14 hari	Menyimpan butiran *maleic anhydride* selama 2 hari
2	Fasa	Cair	Padat
3	Bentuk	silinder horizontal dengan *torispherical dished head*	Silinder vertikal dengan alas berbentuk kerucut
4	Jumlah	1	1
5	Bahan kontruksi	*Carbon Stell* SA-283C	*Carbon Stell* SA-283C
6	Kode alat	T-01	S-01
7	Kondisi Operasi		
	Tekanan (atm)	4	1
	Suhu (°C)	35	30
8	Volume (m^3)	7.367,495	214,119
9	Diameter (m)	30,48	5,01
10	Tinggi Total (m)	13,64	12,53
11	Harga ($)	18.407,44	72.941,73

3.2.2 Reaktor

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor

No	Spesifikasi Alat	Reaktor-01
1	Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gas butana dan oksigen membentuk produk maleic anhycride dengan konversi C_4H_{10} sebesar 68%
2	Fasa	Gas
3	Jenis	*Fixed Bed Multitube*
4	Jumlah	1
5	Bahan kontruksi	*Stainless Steel* SA 167 *grade* 3 tipe 304
6	Kode alat	R-01
7	Kondisi Operasi	
	Tekanan (atm)	3,4
	Suhu (°C)	350
8	Katalis	*Vanadium Phosphorus Oxide*
	Densitas (kg/m^3s)	3.357
	Porositas (m^3g/m^3s)	0,38

No	Spesifikasi Alat	Reaktor-01
	Umur Katalis (tahun)	4
9	Dimensi *shell*, (m)	
	Diameter	3,2004
	Tebal	0,0127
10	Dimensi *tube*, (m)	
	Diameter	0,048
	Tinggi tumpukan katalis	5,52
11	Dimensi *head*, (m)	
	Bentuk	*Elipstical Dished Head*
	Tinggi	0,659
	Tebal	0,0127
12	Tinggi total, (m)	6,8375
13	Volume, (m^3)	
	Head	2,515
	Shell	41,555
	Total volume reaktor	46,584
14	Isolasi	
	Bahan	Asbestos
	Tebal	0,05
15	Massa pendingin *Dowtherm A* (kg/jam)	9.324,559
16	Jumlah *tube* (buah)	478
17	Harga ($)	101.325,38

3.2.3 Alat Pemisah

1) Separator

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Pemisah (Separator)

No	Spesifikasi Alat	Separator-01
1	Fungsi	Memisahkan fasa cair dan gas dari hasil keluaran *Cooler*-02
2	Fasa	Cair-Gas
3	Bentuk	*Vertical Separator Single Stage*
4	Jumlah	1
5	Bahan kontruksi	*Carbon Steel* SA 167 *grade* 5
6	Kode alat	SD-01

No	Spesifikasi Alat	Separator-01
7	Kondisi Operasi	
	Tekanan (atm)	2
	Suhu (°C)	95
8	Waktu tinggal (menit)	15
9	Dimensi *shell*, (m)	
	Diameter	1,067
	Tebal	0,035
10	Dimensi *head*, (m)	
	Tinggi	0,270
	Tebal	0,005
11	Tinggi total, (m)	3,856
12	Volume, (m^3)	2,344
13	Harga ($)	34.619,50

2) Dekanter

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Pemisah (Dekanter)

No	Spesifikasi Alat	Dekanter-01
1	Fungsi	Memisahkan *maleic anhydride* dari campurannya
2	Fasa	Cair
3	Bentuk	Silinder horizontal
4	Jumlah	1
5	Bahan kontruksi	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C
6	Kode alat	SD-01
7	Kondisi Operasi	
	Tekanan (atm)	1
	Suhu (°C)	55
8	Waktu tinggal (menit)	5
9	Dimensi *shell*, (m)	
	Diameter	1,793
	Tebal	0,004
10	Dimensi *head*, (m)	
	Tinggi	0,389
	Tebal	0,005
11	Tinggi total, (m)	6,158
12	Volume, (m^3)	9,051
13	Harga ($)	17.510,65

3) Filter Udara

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Pemisah (Filter Udara)

No	Spesifikasi Alat	Filter Udara-01
1	Fungsi	Menyaring debu yang terdapat dalam udara sebelum masuk ke membran
2	Kecepatan udara	300 ft/menit
3	Bentuk	*Bag Filter*
4	Jumlah	1
5	Luas filter (m^2)	6,9163
6	Kode alat	FU-01
7	Harga ($)	12.756,10

4) Membran

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Pemisah (Membran)

No	Spesifikasi Alat	Membran-01	Membran-02
1	Fungsi	Memisahkan O_2 dari udara sebelum masuk *furnace*	Memisahkan C_4H_{10} dari gas campuran keluaran separator untuk di *recycle*
2	Jenis membran	*Silicone rubber*	*Silicone rubber*
3	Bentuk	*Hollow fiber*	*Hollow fiber*
4	Jumlah	1	1
5	Kode alat	M-01	M-02
6	Ketebalan (nm)	100	100
7	Diameter (nm)	0,40	0,40
7	Harga ($)	10.436,82	12.756,10

3.2.4 Alat Pembutiran

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Pembutiran

No	Spesifikasi Alat	***Prilling Tower*-01**
1	Fungsi	Membuat larutan $C_4H_2O_3$ 99,5% menjadi bentuk butiran (*prill*)
2	Jumlah	1
3	Bahan kontruksi	*Stainless Steel*

No	Spesifikasi Alat	***Prilling Tower*-01**
4	Kode alat	PT-01
5	Diameter tower (m)	3,5
6	Tinggi tower (m)	22,3
7	Diameter partikel	0,002
8	*Residence time* (detik)	5
9	Harga ($)	13.678,93

3.2.5 Alat Penukar Panas

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas (*Furnace*)

No	Spesifikasi Alat	***Furnace*-01**
1	Fungsi	Memanaskan gas butana dan oksigen yang akan diumpankan ke reaktor hingga 350°C
2	Fasa	Gas
3	Jenis	*Furnace box type*
4	Jumlah	1
5	Bahan kontruksi	*Carbon steel* SA 285 *Grade* C
6	Kode alat	F-01
7	Bagian radiasi	
	Lebar (m)	2,743
	Tinggi (m)	2,134
	Panjang (m)	7,315
	Jumlah *tube* (buah)	31
	Luas permukaan (m^2)	42,678
8	Bagian konveksi	
	Lebar (m)	1,219
	Tinggi (m)	1,219
	Panjang (m)	7,315
	Jumlah *tube* (buah)	35
	Luas permukaan (m^2)	61,183
9	*Stack*	
	Diameter (m)	1,83
	Tinggi (m)	8,63
10	Harga ($)	253.313,45

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Penukar Panas (*Cooler*)

No	Spesifikasi Alat	***Cooler*-01**	***Cooler*-02**	***Cooler*-03**
1	Fungsi	Mendinginkan gas hasil keluaran reaktor sebelum masuk Separator dari suhu 350°C hingga 225°C dengan menggunakan *Dowtherm* A	Mendinginkan gas hasil keluaran *Cooler*-01 sebelum masuk Separator dari suhu 225°C hingga 95°C dengan menggunakan *Dowtherm* A	Mendinginkan fluida hasil keluaran *Separator* sebelum masuk Dekanter dari suhu 95°C hingga 55°C dengan menggunakan *Dowtherm* A
2	Fasa	Gas	Gas	Cair
3	Jenis	*Shell and Tube*	*Shell and Tube*	*Shell and Tube*
4	Jumlah	1	1	1
5	Bahan kontruksi	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C
6	Kode alat	CL-01	CL-02	CL-03
7	Spesifikasi *tube*, (m)			
	Fluida	Gas hasil reaksi	Gas hasil reaksi	Campuran fluida keluaran SD-01
	Panjang	4,877	4,877	4,877
	BWG	12	12	12
	OD	0,032	0,032	0,032
	ID	0,026	0,026	0,026
	Jumlah *tube*	86	130	150
	Susunan	1 9/16 in-*Triangular pitch*	1 9/16 in-*Triangular pitch*	1 9/16 in-*Triangular pitch*
8	Spesifikasi *shell*, (m)			
	Fluida	*Dowtherm* A	*Dowtherm* A	*Dowtherm* A
	ID	0,489	0,590	0,635
	Baffle space	0,391	0,472	0,508
9	Luas transfer panas (A), (ft^2)	1.150,336	1.738,880	2.006,400
10	Koefisien transfer panas bersih (Uc), (Btu/jam.ft^2.F)	3.748,878	5.818,780	5.848,069
11	Koefisien transfer panas kotor (Ud), (Btu/jam.ft^2.F)	25	25	25

No	Spesifikasi Alat	*Cooler*-01	*Cooler*-02	*Cooler*-03
12	Faktor kotor total (Rd) terhitung, (Btu/jam.ft^2.F)	0,042	0,042	0,042
13	Faktor kotor total (Rd) minimum, (Btu/jam.ft^2.F)	0,003	0,003	0,003
14	Harga ($)	40.471,64	33.513,77	27.715,54

3.2.6 Alat Menaikkan dan Menurunkan Tekanan

1) Alat Menaikkan Tekanan Gas

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Menaikkan Tekanan Gas

No	Spesifikasi Alat	Kompresor-01	Kompresor-02
1	Fungsi	Menaikkan tekanan oksigen dari 1 atm menjadi 3,4 atm	Menaikkan tekanan *recycle* butana dari 2 atm menjadi 3,4 atm
2	Fasa	Gas	Gas
3	Jenis	*Centrifugal Single Stage*	*Centrifugal Single Stage*
4	Jumlah	1	1
5	Bahan kontruksi	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C
6	Kode alat	K-01	K-02
7	Daya (Hp)	24,528	0,303
8	Harga ($)	66.795,60	36.795,60

2) Alat Menurunkan Tekanan Gas

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Menurunkan Tekanan Gas

No	Spesifikasi Alat	*Expansion Valve*-01	*Expansion Valve* - 02	*Expansion Valve* - 03
1	Fungsi	Menurunkan tekanan cairan butana keluaran tangki penyimpanan dari 4 atm hingga 3,4 atm,	Menurunkan tekanan gas hasil keluaran reaktor sebelum masuk Separator dari 3,4 atm hingga 2 atm	Menurunkan tekanan gas hasil keluaran Separator sebelum masuk Dekanter dari 2 atm hingga 1 atm

No	Spesifikasi Alat	*Expansion Valve*-01	*Expansion Valve* - 02	*Expansion Valve* - 03
		sekaligus merubah fasenya menjadi gas		
2	Jenis	*Globe Valve*	*Globe Valve*	*Globe Valve*
3	Jumlah	1	1	1
4	Bahan kontruksi	*Stainless Steel* SA316	*Stainless Steel* SA316	*Stainless Steel* SA316
5	Kode alat	EV-01	EV-02	EV-03
6	Pipa standar, (m)			
	NPS	0,006	0,101	0,152
	Sch	40	40	40
	ID	0,09	0,102	0,154
	OD	0,01	0,114	0,168
	a't (m^2)	0,007	0,008	0,019
7	Debit (m^3/s)	0,001	0,084	0,143
8	Harga ($)	4.897,39	3.546,39	3.546,39

3.2.7 Alat Mengalirkan Udara

Tabel 3.13 Spesifikasi *Blower*

No	Spesifikasi Alat	*Blower*-01	*Blower-02*
1	Fungsi	Mengalirkan udara dari lingkungan ke filter udara	Mengalirkan udara ke *prilling tower*
2	Jenis	*Centrifugal blower*	*Centrifugal blower*
3	Jumlah	1	1
4	Bahan kontruksi	*Carbon steel SA-283 grade C*	*Carbon steel SA-283 grade C*
5	Kode alat	BL-01	BL-02
6	Daya (Hp)	1,50	0,167
7	Harga ($)	13.265,57	11.248,57

3.2.8 Alat Pengangkutan

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Pengangkutan

No	Spesifikasi Alat	***Bucket Elevator*-01**
1	Fungsi	Mengangkut butiran *maleic anhydride* keluaran *Prilling Tower* menuju Silo
2	Fasa	Padat
3	Jenis	*Centrifugal Discharge*
4	Jumlah	1
5	Bahan kontruksi	*Commercial silinder*
6	Kode alat	BE-01
7	Panjang horizontal (m)	2
8	Panjang vertikal (m)	10
9	Kecepatan (m/s)	0,0012
10	Daya (Hp)	0,25
11	Harga ($)	19.420,70

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersedian bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku butana diperoleh dari Pertamina RU IV Balongan di Indramayu, Jawa Barat dengan kapasitas produksi LPG butana sebesar 700 ton/hari. Kebutuhan bahan baku adalah 110,934 ton/hari, sehingga kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi dari dalam negeri.

3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses

Analisa kebutuhan alat proses meliputi kemampuan alat proses, umur atau jam kerja dari peralatan, dan perawatannya. Selain itu juga analisis ini bertujuan untuk mengetahui anggaran biaya yang diperlukan untuk pembelian maupun perawatan alat proses.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Salah satu aspek penting yang perlu diperhatikan dalam pendirian suatu pabrik yaitu menentukan lokasi pabrik. Hal ini disebabkan pada aspek ini akan mempengaruhi faktor keberhasilan dan kelancaran proses produksi. Faktor-faktor lain yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik dapat dikelompokkan menjadi 2 yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Faktor-faktor yang mempengaruhi pilihan lokasi pabrik ini di antaranya:

1. Faktor Primer

   Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung akan mempengaruhi tujuan utama dari pabrik yang meliputi kegiatan produksi dan distribusi dari produk. Faktor-faktor tersebut diantaranya :

   a. Dekat dengan Bahan Baku

      Akan lebih menguntungkan jika lokasi dekat dengan bahan baku karena bisa menghemat waktu maupun biaya. Bahan baku yang digunakan dalam mendirikan pabrik *Maleic anhydride* adalah butana dan udara. Gas butana direncanakan diambil dari kilang unit pengolahan IV milik PT Pertamina kawasan Balongan.

   b. Transportasi

      Sarana transportasi di wilayah Kabupaten Indramayu secara ekonomis sangat diuntungkan, karena letak geografisnya berada di

jalur utama Pantura sehingga mempermudah sistem pengiriman bahan baku dan produk ke daerah pemasaran tanpa mengalami masalah. Selain itu, terdapat rencana pembangunan pelabuhan Pengumpan Regional yang terletak di Pantai Utara Laut Jawa Kecamatan Kandanghaur Kabupaten Indramayu.

2. Faktor Sekunder

Merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi sarana yang meningkatkan kinerja dari manajemen pabrik, yaitu meliputi pada proses produksi dan kesejahteraan tenaga kerja. Faktor-faktor yang termasuk dalam faktor sekunder adalah:

a. Utilitas

Sarana penunjang atau utilitas yang dibutuhkan seperti air, listrik, dan bahan bakar dapat diperoleh dengan cukup mudah di Balongan, Indramayu, karena merupakan salah satu daerah yang terletak di kawasan industri. Kebutuhan listrik direncanakan diperoleh dari PLN, sedangkan untuk kebutuhan air akan dapat tercukupi karena letak pabrik yang akan dibangun di Balongan dekat dengan laut yang dapat mendukung proses kegiatan industri.

b. Kebijakan Pemerintah

Mengenai peraturan pemerintah untuk daerah industri di Balongan dalam rangka pelaksanaan pasal 63 ayat (5) dan pasal 108 Undang-Undang Nomor 3 Tahun 2014 tentang Perindustrian, perlu menetapkan Peraturan Pemerintah tentang kawasan industri Karena

sudah sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang ada pada Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 142 Tahun 2015 tentang kawasan industri.

c. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Tenaga kerja dan tenaga ahli dapat dipenuhi dengan mudah di daerah sekitar pabrik maupun dari luar pabrik karena tingginya angka pengangguran sehingga banyak penduduk Indonesia dari berbagai pulau lain mengadu nasib di kota industri seperti Balongan. Selain berasal dari Indonesia, tenaga ahli juga didapatkan dengan bekerjasama dengan tenaga ahli asing. Sedangkan dalam memenuhi jumlah tenaga kerja akan dipertimbangkan dengan kebutuhan dan keterampilannya yang disesuaikan dengan kriteria perusahaan.

d. Keadaan Masyarakat

Keadaan masyarakat merupakan salah satu aspek yang penting karena keadaan masyarakat dilingkungan pabrik akan sangat berpengaruh terhadap pendirian suatu pabrik. Untuk menunjang serta mendapatakan dukungan dari masyarakat maka pendirian pabrik ini setidaknya memiliki dampak yang positif atau memberikan manfaat bagi masyarakat, serta menyediakan fasilitas-fasilitas di sekitar pabrik yang memungkinkan masyarakat/ karyawan hidup dengan layak.

e. Perumahan dan Fasilitas Lainnya

Dibutuhkannya fasilitas perumahan untuk para karyawan. Fasilitas ini dapat disediakan oleh perusahaan dengan membangun

asrama atau perumahan, dengan cara menyewakannya atau apabila pihak perusahaan belum mampu memenuhi kebutuhan ini, perusahaan ini bisa bekerjasama dengan masyarakat sekitar dengan menyediakan (menyewakan) peumahan disekitar lokasi pabrik.

f. Iklim

Iklim bisa mempengaruhi produktivitas pekerja, iklim yang baik dapat meningkatkan produktivitas kerja, begitu juga sebaliknya. Iklim yang dimaksud disini yaitu kelembaban udara, angin, panas sinar matahari, dan lain-lain. Variasi iklim di Balongan dapat dikatakan sesuai untuk daerah industri.

g. Keadaan Tanah

Dengan adanya pendirian pabrik di Balongan ini, menunjukan bahwa jenis dan struktur tanah yang ada memang bisa digunakan untuk mendirikan suatu pabrik atau sesuai dengan daerah industri. Serta keadaan tanah di Balongan juga termasuk dalam struktur tanah yang stabil.

Selain faktor premier dan sekunder, terdapat juga faktor khusus yang perlu diperhatikan seperti :

a. Limbah Pabrik

Perlu diperhatikan juga buangan dari pabrik, terutama dampak terhadap kesehatan masyarakat di sekitar lokasi pabrik. Hal ini bisa dilakukan dengan membuat tempat pembuangan limbah dalam suatu

bak serta aliran tertentu, khusus tempat untuk proses pembuangan limbah pabrik tanpa mencemari lingkungan sekitar.

b. Pengontrolan terhadap bahaya banjir dan kebakaran

Dapat dilakukan dengan membangun pabrik yang jauh dari perumahan penduduk, serta tidak mendirikan pabrik di lokasi yang rawan banjir. Hal ini dimaksudkan agar jika terjadi hal-hal yang tidak diinginkan, tidak akan menjalar ke penduduk sekitar dan merugikan banyak pihak.

4.2 Tata Letak Pabrik *(Plant Layout)*

Tata letak pabrik merupakan bagian dari perancangan pabrik yang berfungsi untuk mengatur susunan letak bangunan untuk daerah proses, area perlengkapan, kantor, gedung, utilitas dan lainnya guna menjamin kelancaran proses produksi dengan baik dan efisien, serta menjaga keamanan dari pabrik tersebut.

Jalannya aliran proses dan aktifitas dari para pekerja yang ada, menjadi dasar pertimbangan dalam pengaturan bangunan-bangunan dalam suatu pabrik sehingga proses dapat berjalan dengan efektif, aman dan kontinyu.

Terdapat beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik (*plant layout*) diantaranya :

1) Kemudahan dalam proses dan operasi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam memelihara peralatan serta kemudahan mengontrol hasil produksi.

2) Keselamatan kerja
3) Adanya kemungkinan perluasan pabrik
4) Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis
5) Kebebasan bergerak yang cukup leluasa di antara peralatan proses dan peralatan lainnya yang menyimpan bahan-bahan berbahaya.
6) Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis
7) Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak menggangu atau mencemari lingkungan.

Berdasarkan faktor diatas, maka pengaturan tata letak pabrik *Maleic anhydride* untuk penempatan bangunan dalam kawasan pabrik tersebut diantara:

1. Area Proses

   Area yang merupakan tempat proses produksi Maleic anhydride berlangsung, daerah ini diletakkan pada lokasi yang memudahkan *supply* bahan baku dari tempat penyimpanan produk serta mempermudah pengawasan dan perbaikan alat-alat.

2. Area Penyimpanan *(Storage)*

   Bahan baku serta produk yang dihasilkan disimpan dalam area ini, penyimpanan tersebut diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan.

3. Area Utilitas / Sarana Penunjang

   Area yang merupakan lokasi dari alat-alat penunjang produksi seperti air, tenaga listrik, pemanas, dan sarana pengolahan limbah.

4. Area Administrasi dan Perkantoran

Merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan pihak-pihak luar maupun dalam pabrik.

5. Area Laboratorium

Sebagai tempat penelitian dan pengembangan, serta tempat untuk *quality control* produk maupun bahan baku.

6. Fasilitas Umum

Seperti fasilitas bersama pada umumnya yang terdiri dari kantin, lapangan parkir, klinik pengobatan serta tempat peribatan seperti musholla. Penempatan fasilitas ini bertujuan untuk memberi rasa nyaman kepada karyawan agar memanfaatkan fasilitas tersebut.

7. Area Perluasan

Tujuan area ini adalah untuk kebutuhan pabrik dimasa mendatang, seperti halnya peningkatan kapasitas produksi akibat peningkatan produk.

8. Area Pemeliharaan dan Perawatan Pabrik

Area yang digunakan untuk melakukan kegiatan perawatan serta perbaikan peralatan sesuai kebutuhan pabrik. Area ini juga bisa disebut sebagai area perbengkelan (*maintenance)*.

Pabrik *Maleic anhydride* ini akan didirikan di Balongan, Indramayu di daerah dekat dengan PT. Polytama Propindo Balongan, Indramayu, Jawa Barat. Lokasi tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.1 berikut:

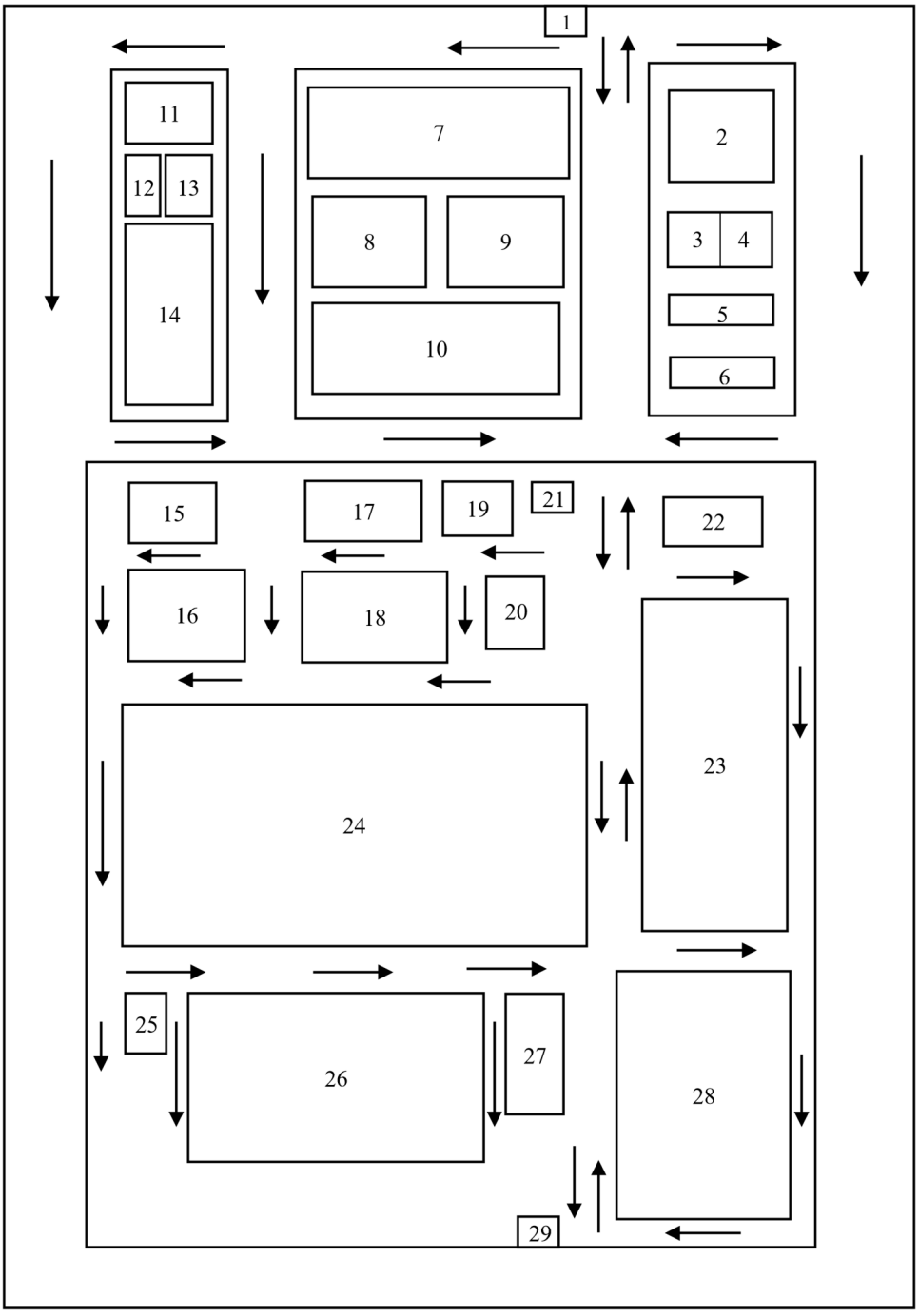
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian *Pabrik Maleic Anhydride*

Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan dalam pabrik seperti: letak ruangan yang cukup antara peralatan satu dengan yang lain. Hal ini bertujuan untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan, serta dapat membuat peralatan bekerja sesuai dengan fungsinya. Hal lain yang perlu diperhatikan yaitu kesinambungan antar alat. Pabrik *Maleic anhydride* dari butana dan udara akan didirikan diatas tanah dengan panjang 542 m^2 dan lebar 429 m^2 dengan total tanah seluas 19.635 m^2. Berikut perincian luas tanah bangunan pabrik :

Tabel 4.1 Rincian luas tanah bangunan pabrik

Bangunan	**Panjang, m**	**Lebar, m**	**Luas, m^2**
Kantor utama	15	45	675
Aula	15	20	300
Health Stregth Fitness	15	20	300
Area Taman 1	15	10	150
Area Taman 2	15	5	75
Kantor R & D	6	10	60
Perpustakaan	8	10	80
Area Parkir	15	30	450
Masjid	18	15	270
Kantin	9	7	63
P3K (Ruang Kesehatan)	9	7	63
Kantor Kamtib	18	5	90
Kantor K3	9	5	45
Kantor Lingkungan Hidup	9	5	45
Area Proses	80	40	3.000
Area *Storage*	50	20	1.000
Tempat Evakuasi	17	8	136
Parkir Truk	25	15	375
Timbang Truk	12	10	120
Control Room	20	15	300

Bangunan	**Panjang, m**	**Lebar, m**	**Luas, m^2**
Laboratorium	9	12	108
Utilitas	35	20	700
Control Utilitas	10	20	200
Bengkel	10	15	150
Power Station	7	10	70
Fire Station	20	10	200
Area Perluasan	55	25	1.375
Pos Keamanan 1	7	5	35
Pos Keamanan 2	7	5	35
Pos Keamanan 3	7	5	35
Total Luas Tanah			**10.505**
Total Luas Bangunan			**9.130**
Total	**542**	**429**	**19.635**



Gambar 4.2 *Layout* Pabrik Skala 1:1000

Keterangan Gambar :

1. Pos Keamanan 1
2. Masjid
11. Area Taman 2
12. Kantor R n D
21. Pos Keamanan 2
22. Tempat Evakuasi

3. Kantin	13. Perpustakaan	23. Area Perluasan
4. P3K	14. Area Parkir	24. Area Proses
5. Kantor Kamtib	15. Bengkel	25. *Power Station*
6. Kantor K3	16. *Control Room*	26. Area *Storage*
7. Kantor Pusat	17. *Fire Station*	27. *Control* Utilitas
8. Aula	18. Parkir Truk	28. Utilitas
9. *Health Stregth Fitness*	19. *Laboratory*	29. Pos Keamanan 3
10. Area Taman 1	20. Timbang Truk	

4.3 Tata Letak Alat Proses

Penyusunan tata letak dari alat-alat proses yang maksimum memberikan suatu operasi yang efisien dan meminimalkan biaya konstruksi. Pentingnya pengaturan tata letak alat-alat proses yaitu karena erat kaitannya dengan perencanaan bangunan pabrik dan bertujuan agar:

a. Alur proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diharapakan dan efisien
b. Rasa aman, nyaman, leluasa dan keselamatan dapat dirasakan oleh para pekerja

Terdapat tiga macam penyusunan tata letak alat proses, yaitu:

1. Tata Letak Produk atau Garis (*product Lay Out/Line Lay Out)*

Pabrik yang memproduksi suatu produk dengan jumlah yang besar dan secara kontinyu, susunan mesin/alatnya biasanya menggunakan tata letak ini karena mesin/peralatan berdasarkan urutan proses produksi.

2. Tata Letak Proses atau Fungsional (*Process/Fungsional Lay Out)*

Pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk biasanya menggunakan susunan mesin/peralatan ini karena berdasarkan pada fungsi yang sama pada ruang tertentu.

3. Tata Letak Kelompok (*Group Lay Out)*

Tata letak ini merupakan kombinasi/gabungan dari tata letak produk atau garis dan tata letak proses atau fungsional, dan biasanya dipakai oleh pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

Berdasarkan macam-macam tata letak alat proses yang ada, pabrik *Maleic anhydride* akan menggunakan tata letak proses atau fungsional *(process/ fungsional lay out)*. Dalam perancangan/pendirian suatu pabrik, tentunya diinginkan konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien dari suatu unit proses yang bergantung pada keadaan penyusunan alat proses tersebut. Agar keinginan tersebut dapat terpenuhi, kita harus memperhatikan dan mempertimbangkan faktor-faktor dalam penyusunan tata letak alat proses tersebut. Diantaranya adalah:

1. Kemudahan Operasi

Ruang gerak pekerja yang leluasa dalam melaksanakan aktifitas produksi tergantung pada letak alat, karena jika letak alat yang strategis para pekerja akan dengan mudah mencapai seluruh alat proses dan akan memudahkan operasi.

2. Kemudahan Pemeliharaan

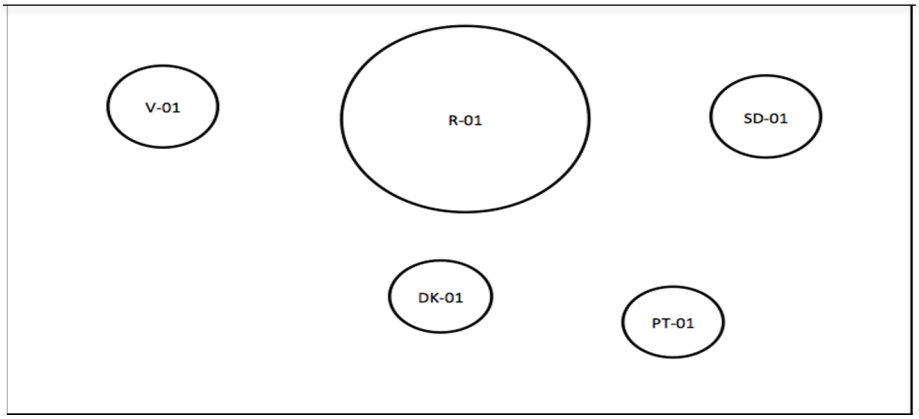
Pemeliharaan alat proses menjadi salah satu hal yang penting, dengan ditempatkannya alat proses pada tempat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup, sehingga akan lebih mudah untuk memperbaiki alat yang rusak dan melakukan perawatan/pembersihan. Selain itu juga bisa menjadikan alat tersebut bekerja sebagaimana mestinya.

3. Keamanan

Dengan memisahkan alat proses berdasarkan pada suhu dan tekanan yang tinggi, dan melakukan isolasi dengan isolator sehingga tidak membahayakan pekerja serta alat alat lainnya. Dan penyediaan pintu darurat atau pintu cadangan sangat diperlukaan karena sebagai akses para pekerja jika terjadi hal yang membahayakan, sehingga mereka bisa menyelamatkan diri dari hal-hal yang tidak diinginkan tersebut.

4. Pertimbangan Ekonomi

Menempatkan peralatan yang memberikan sistem pemipaan sependek mungkin diantara alat-alat proses yang ada, sehingga daya tekan alat terhadap bahan/campuran akan berkurang, hal ini merupakan salah satu cara untuk meminimumkan biaya konstruksi. Tata letak alat proses pabrik *Maleic anhydride* dapat dilihat pada gambar 4.3 berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:100

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

1. Reaktor

Tabel 4.2 Neraca Massa Pada Reaktor *Fixed Bed*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
C_4H_{10}	4.603,915	1.089,028
C_5H_{12}	18,490	18,490
O_2	16.113,702	8.950,483
$C_4H_2O_3$	0	5.289,740
CO	0	455,184
CO_2	0	450,632
H_2O	0	4.482,549
Total	20.736,107	20.736,107

2. Separator

Tabel 4.3 Neraca Massa pada Separator-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C_4H_{10}	1.089,028	1.089,028	0
C_5H_{12}	18,490	18,490	0
O_2	8.950,483	8.950,483	0
$C_4H_2O_3$	5.289,740	0	5.289,740
CO	455,184	455,184	0
CO_2	450,632	450,632	0
H_2O	4.482,549	224,127	4.258,422
Total	20.736,107	11.187,945	9.548,161

3. Dekanter

Tabel 4.4 Neraca Massa pada Dekanter-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
$C_4H_2O_3$	5.289,740	264,487	5.025,253
H_2O	4.258,422	4.045,501	212,921
Total	9.548,161	4.309.988	5.238.174

4. Prilling Tower

Tabel 4.5 Neraca Massa pada Prilling Tower-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
$C_4H_2O_3$	5.025,253	0	0	5.025,253
H_2O	212,921	0	187,669	25,253
O_2	0	1.780,327	1.780,327	0
N_2	0	6.697,419	6.697,419	0
Total	5.238.174	8.388,488	8.665,415	5.050,505

4.4.2 Neraca Panas

1. Reaktor Fixed Bed Multitube

Tabel 4.6 Neraca Panas pada Reaktor *Fixed Bed*

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Arus 6	8.617.119,180	Arus 7	7.297.633,153
Panas reaksi		Panas yang diberikan	1.319.486,027
Total	8.617.119,180	Total	8.617.119,180

2. Separator

Tabel 4.7 Neraca Panas pada Separator-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Arus 7	13.159.543.751,328	Arus 8 Panas yang diambil	586.766.388,967 12.572.777.362,361
Total	13.159.543.751,328	Total	13.159.543.751,328

3. Dekanter

Tabel 4.8 Neraca Panas pada Dekanter-01

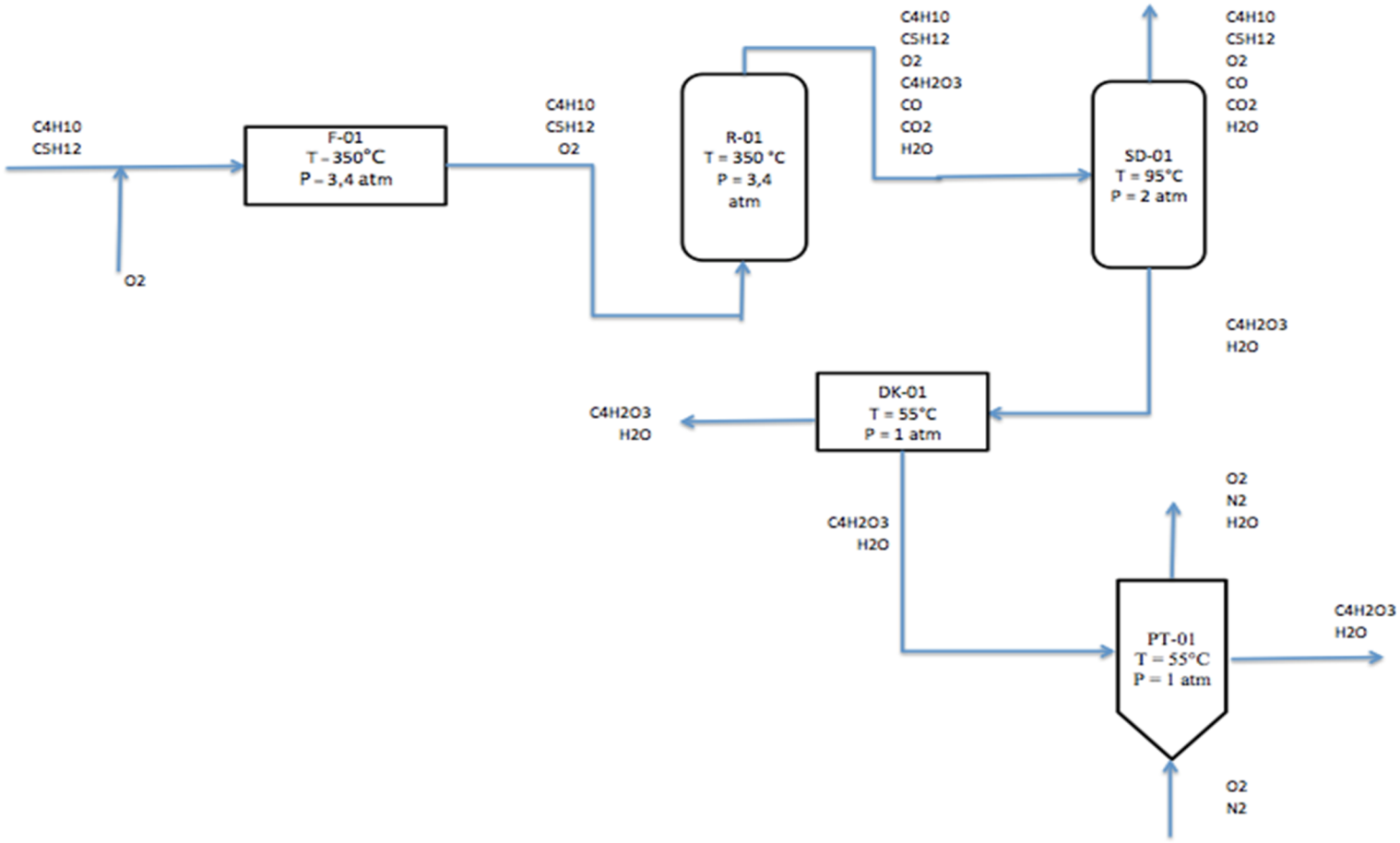
Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Arus 11	260.055,870	Arus 12 Arus 13	173.649,958 86.405,912
Total	260.055,870	Total	260.055,870

4. Prilling Tower

Tabel 4.9 Neraca Panas pada Prilling Tower-01

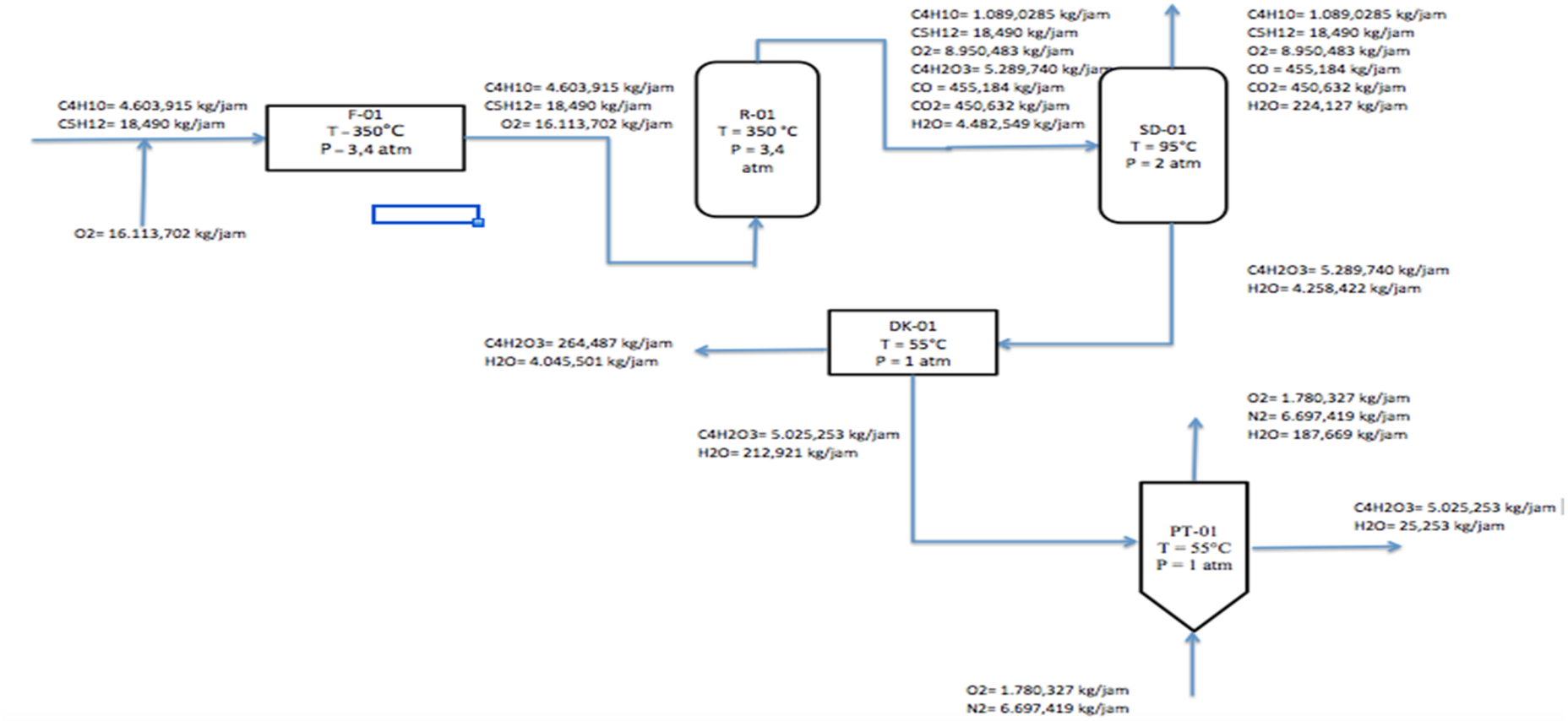
Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Arus 13 Arus 14	58.921,807 52.225,372	Arus 15 Arus 16	21.039,590 80.107,589
Total	111.147,179	Total	111.147,179

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Kualitatif

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Kuantitatif

4.5 Penyedian Teknik (Utilitas)

Utilitas merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi pada suatu industri kimia. Begitu juga sebaliknya, suatu proses produksi pada suatu industri tidak akan berjalan dengan baik tanpa adanya utilitas. Agar kegiatan operasional pabrik berjalan dengan baik, maka diperlukan perancangan yang tepat. Ada beberapa unit dalam perencanaan utilitas agar kebutuhan utilitas tesebut dapat terpenuhi, diantaranya yaitu:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air *(Water System)*
2. Unit pembangkit *steam (Steam Generation System)*
3. Unit penyediaan *Dowtherm*
4. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik *(Power Plant and Power Distribution System)*
5. Unit penyediaan udara instrumen *(Instrument Air System)*
6. Unit penyediaan bahan bakar *(Fuel System)*

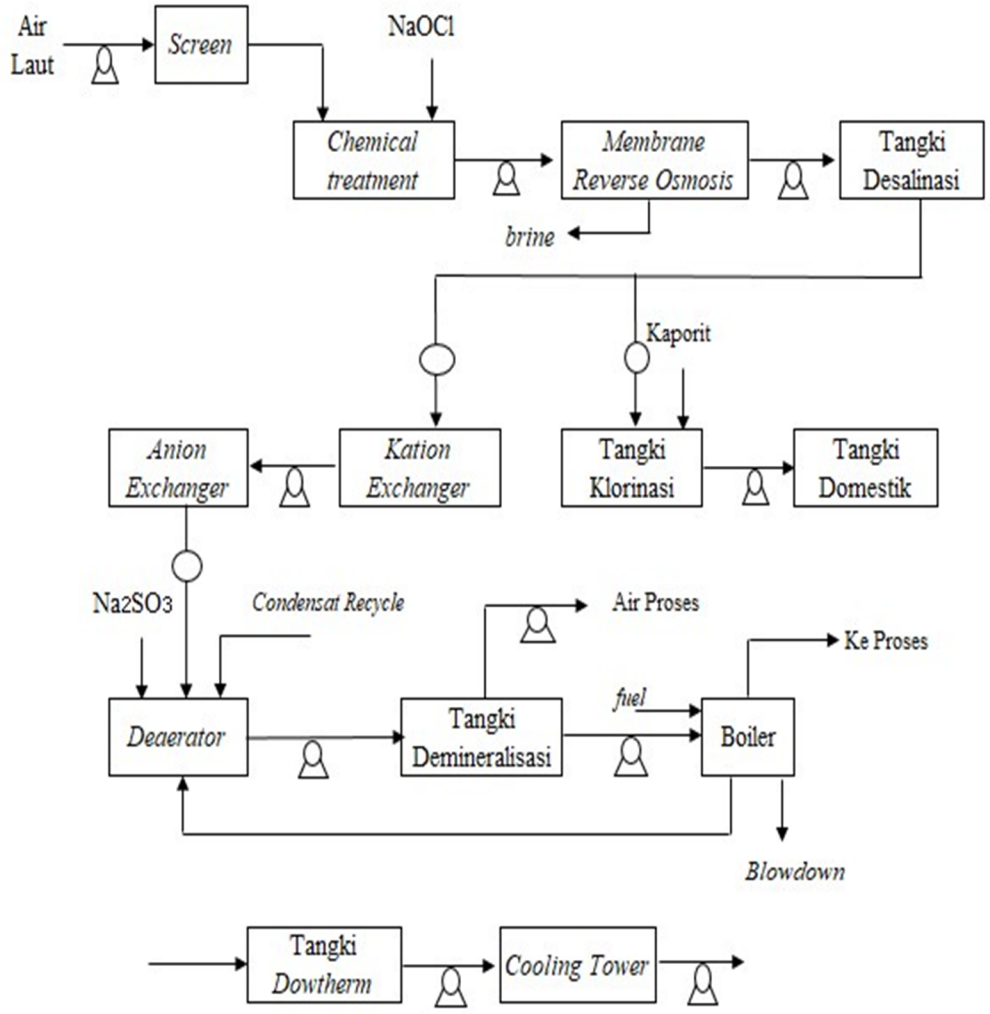
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air umpan boiler dan air keperluan domestik yang digunakan berasal dari air laut yang yang tidak jauh dari lokasi pabrik. Sebelum diolah lebih lanjut, air laut diproses desalinasi sebelum masuk ke pabrik. Alasan digunakannya air laut untuk memenuhi kebutuhan pendukung proses adalah karena faktor-faktor sebagai berikut :

a. Air laut dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
c. Lokasi laut yang dekat dengan pabrik

d. Dapat menyerap jumlah panas per satuan volume yang tinggi

Proses pengolahan air laut dibagian utilitas dapat diolah dengan alur proses pada Diagram alir pengolahan air laut pada Gambar 4.6 di bawah ini :



Gambar 4.6 Diagram alir proses pengolahan air laut

Uraian proses :

Air laut diambil secara langsung (*direct intake*) menggunakan pipa. Pipa pengambilan air laut dilengkapi dengan *strainer* (*screener*) untuk

mencegah benda-benda seperti sampah, kotoran, serta ikan masuk ke dalam. Tahap selanjutnya adalah klorinasi yang dilakukan pada tangki pencampuran, dengan menggunakan *Sodium Hypochlorite* (NaOCl). Klorinasi dilakukan untuk membunuh bakteri dan mikroorganisme supaya tidak terjadi *biological fouling* pada membran osmosis. Air yang masuk di tangki pencampuran juga dimaksudkan untuk menjaga stabilitas debit air yang akan di *treatment*.

Kemudian air dipompakan menuju *Sea Water Reverse Osmosis* (SWRO) sebagai alat utama dalam proses desalinasi air laut ini. Air laut akan dipompa pada tekanan 13 hingga 17 atm melewati membran SWRO. Setelah melewati membran, kadar garam pada air akan berkurang hingga 99,7% (Wattech, 2017). *Recovery* SWRO dapat mencapai 85% tergantung pada kondisi air laut yang digunakan (Puretec Industrial Water, 2016).

Setelah melewati SWRO, *permeat* ditampung dalam tangki desalinasi, sedangkan sisa air yang kaya akan garam dialirkan kembali menuju ke laut. Dari tangki desalinasi, air dialirkan sebagian untuk memenuhi keperluan umum, dan sebagian besar untuk kebutuhan *steam* yang diproduksi *boiler*.

Air keluaran SWRO yang akan dialirkan untuk keperluan umum dipompa ke tangki pencampuran *klorin* terlebih dahulu, lalu kemudian ditampung pada tangki domestik untuk selanjutnya didistribusikan sesuai dengan kebutuhan.

Selain untuk keperluan umum (*housing water*), air dari tangki desalinasi juga digunakan sebagai air untuk pembangkit *steam*, namun dalam pengumpanan menjadi *steam* diperlukan beberapa tahap seperti demineralisasi yang mana air umpan *boiler* harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses ini berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada air seperti ion Ca^{2+}, Mg^{2+}, K^{+}, Fe^{2+}, Al^{3+}, HCO^{3-}, SO_4^{2-}, Cl. Air diumpankan ke *cation exchanger* yang berfungsi untuk menukar ion-ion positif/kation yang ada di air umpan. Alat ini sering disebut *softener* yang mengandung resin jenis *Duolite C-3 (Phenolic Resin)* dimana kation-kation dalam umpan akan ditukar dengan ion H^{+} yang ada pada resin. Akibat bertukarnya ion H^{+} dari kation-kation yang ada dalam air umpan, maka air keluaran *cation exchanger* mempunyai pH rendah dan *Free Acid Material* (FMA) yaitu $CaCO_3$ sekitar 12 ppm. FMA merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin. Pada operasi normal FMA stabil sekitar 12 ppm, apabila FMA turun berarti resin yang digunakan telah jenuh sehingga perlu diregenerasi dengan H_2SO_4 dengan konsentrasi 5%. Air keluaran *cation exchanger* kemudian diumpankan ke *anion exchanger*. *Anion exchanger* berfungsi sebagai alat penukar anion-anion (HCO^{3-}, SO_4^{2-}, NO^{3-}, CO^{3-}, Cl^{-}) yang terdapat didalam air umpan. Didalam *anion exchanger* mengandung resin jenis *Nalcite SAR (styrene divinyl benzene)* dimana anion-anion dalam air umpan akan ditukar dengan ion OH^{-} dari asam-asam yang terkandung dalam umpan menjadi bebas dan berikatan dengan OH^{-} yang lepas dari

resin yang mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar *anion exchanger* kembali normal. Kandungan silika pada air keluaran *anion exchanger* menjadi tolak ukur bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin yang telah jenuh diregenerasi menggunakan larutan NaOH 5%. Air keluaran dari *cation* dan *anion exchanger* kemudian melalui tahapan proses unit deaerasi.

Dearasi merupakan proses pengambilan oksigen (O_2) dari air umpan *boiler*. Air yang telah dimineralisasi dialirkan menuju deaerator dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk diikat oksigen (O_2) yang terkandung dalam air tersebut. Air yang keluar dari deaerator akan dipompa menuju *boiler* sebagai air umpan *(boiler feed water)*. Pengikatan oksigen pada air umpan *boiler* bertujuan untuk mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Setelah itu, air diubah menjadi *steam* dan proses ini terjadi di dalam boiler.

Untuk unit penyediaan *Dowtherm* A, setelah digunakan untuk proses pendinginan, *dowtherm* ditampung pada tangki penyimpanan *Dowtherm* sebelum dilakukan proses pendinginan pada *Cooling Tower*. *Dowtherm* keluaran *Cooling Tower* akan dialirkan kembali ke alat proses yang membutuhkan untuk digunakan kembali sebagai fluida pendingin. Namun, dikarenakan selama proses pendinginan pada *Cooling Tower* terjadi penguapan, maka air keluaran *Cooling Tower* dicampur dengan *make-up dowtherm* terlebih dahulu.

- Kebutuhan Air Keseluruhan

Pemenuhan kebutuhan air yang diperlukan untuk kebutuhan operasional pabrik dan kebutuhan air domestik berasal dari utilitas. Kebutuhan air tersebut diproses pada suhu 30ºC dengan densitas sebesar 995,68 kg/m^3. Total kebutuhan air tersebut meliputi kebutuhan air domestik, air pembangkit *steam* dan air proses.

1. Penyediaan Air Domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air perorang adalah 150 liter/hari. Akan tetapi, untuk suatu pabrik atau kantor setiap 1 orang hanya membutuhkan 100 kg/hari (Sularso, 2001). Dalam pabrik ini, jumlah karyawan yang bekerja yaitu sebanyak 152 orang. Kebutuhan air domestik yaitu:

Tabel 4.10 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

A. Air Kantor			
* Jumlah karyawan	=	152	orang
* kebutuhan air masing-masing karyawan	=	100	kg/hari
Total kebutuhan air untuk karyawan =		15.200 kg/hari	
* Diperkirakan kebutuhan air untuk :			
.- bengkel	=	200	kg/hari
.- poliklinik	=	300	kg/hari
.- laboraturium	=	500 1.500	kg/hari
.- pemadam kebakaran			kg/hari
.- kantin, musholla, dan kebun	=	2.000	kg/hari

Total kebutuhan air untuk kantor =		4.500	kg/hari
b. Air Rumah Tangga			
Diperkirakan perumahan sebanyak 70 rumah. Jika masing-masing rumah rata-rata dihuni 4 orang, maka kebutuhan air untuk perumahan tersebut sekitar :			
* jumlah rumah	=	70	rumah
* kapasitas tiap rumah	=	4	orang
* kebutuhan air satu org diperkirakan		200	kg/hari
Total Kebutuhan Rumah Tangga		56.000	kg/hari
Maka total untuk keperluan domestik	=	75.700	kg/hari
	=	3.154	kg/jam

4.5.2 Unit Penyediaan *Dowtherm*

Fungsi : Media pendingin

Kebutuhan *dowtherm* untuk peralatan pabrik *Maleic anhydride* ini ditunujukkan pada Tabel 4.14 sebagai berikut:

Tabel 4.11 Kebutuhan *dowtherm*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler-01	0,767
Cooler-02	3,423
Cooler-03	5,553
Reactor-01	9.324,559
Total	9.334,302

Dengan memperhitungkan faktor keamanan pada masing-masing alat yang digunakan, maka setiap kebutuhan *dowtherm* yang dialirkan ke unit proses dilebihkan sebesar 20%, sehingga: Total kebutuhan *dowtherm* = 11.201,162 kg/jam.

Laju alir bahan masuk

T dow masuk = 110 °C = 230 °F

T dow keluar = 20 °C = 68 °F

Laju alir volume *dowtherm* yang masuk menara pendingin (Wc)

Laju alir = laju alir massa bahan baku / ρdow

= 49,592 gpm

Cooling range = 72,22ºC, *Temperatur approach* = 4,44ºC *Approach temperature* adalah selisih antara temperatur keluar dengan temperatur bola basah. Dari *figure* 12-14 *Perry* 1984 hal.12-16, dan udara rata-rata sekitar pabrik sebesar 30ºC (86ºF) dengan kelembaban sebesar 70%. Maka didapatkan nilai Tw sebesar 60ºF, dan nilai *approach temperature*nya adalah 4,44ºC.

- ✓ Penentuan tinggi menara *cooling tower*

  Untuk *temperatur approach* 8ºF diperoleh tinggi menara : 10,7-12,2 m. Dan dipilih tinggi menara yang digunakan adalah 11 m (Perry's hal 12-19).

- ✓ Perhitungan luas menara *cooling tower* (A)

Dari *figure* 12-14, Perry's hal 12-16 pada temperatur panas (T_1)= 230ºF, temperatur dingin (T_2)= 68ºF dan dengan temperatur bola basah (Tw)= 60ºF, maka diperoleh:

Kandungan air = 1,25 gallon/menit.ft^2. Dipilih panjang tower = 11 m dan lebar tower = 7,33 m, sehingga luas menara = 80,67 m^2

- ✓ Menghitung Daya Fan

Dari figure 12-15, Perry's, hal 12-17 untuk efisiensi kerja *cooling tower* 90%, maka daya *fan* = 0,03 Hp/ft^2,

Daya *fan* sesungguhnya = daya *fan* x Luas menara

= 26,05 Hp → 30 Hp (standar)

4.5.3 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik *(Power Plant and Power Distribution System)*

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

Kapasitas : 211,610 KWatt

Jenis : Generator Diesel

Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini

digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Kebutuhan listrik pabrik dapat dibagi menjadi 2, yaitu:

1. Listrik untuk Penggerak Motor

   - Listrik untuk penggerak motor

     Beberapa peralatan proses menggunakan tenaga listrik sebagai penggerak motor. Daya yang dibutuhkan masing masing alat dapat dilihat pada Tabel 4.12 berikut:

Tabel 4.12 Daya motor peralatan proses

Nama Alat	**Power (Hp)**
Bucket Elevator-01	0,25
Blower-01	1,50
Blower-02	0,167
Kompresor-01	24,528
Kompresor-02	0,303
Total	26,748
Angka keamanan 10%	29,422

   - Peralatan utilitas

Sama halnya dengan peralatan proses, perlatan utilitas juga terdapat sejumlah daya yang dibutuhkan. Kebutuhan tersebut dapat dilihat pada Tabel 4.13 berikut:

Tabel 4.13 Daya motor peralatan Utilitas

Nama Alat	**Power (Hp)**
Pompa Utilitas -01	0,75
Pompa Utilitas -02	1,5
Pompa Utilitas -03	0,75
Pompa Utilitas -04	1,5
Pompa Utilitas -05	0,5
Pompa Utilitas -06	1,5
Pompa Utilitas -07	1,5
Pengaduk Tangki Pencampur	0,5
Reverse Osmosis	40
Tangki Klorinator (TC)	2
Fan Cooling Tower	30
Kompresor udara tekan	5
Total	85,500
Angka keamanan 10%	94,050

2. Listrik untuk peralatan penunjang

   • Peralatan bengkel

   Diperlukannya fasilitas pemeliharaan maupun peralatan dalam sebuah pabrik seperti perbengkelan (*maintenance*).

Daya listrik yang diperlukan untuk fasiltas ini diperkirakan = 25 kW → 33,526 Hp

- Peralatan instrumentasi yang digunakan berupa alat-alat kontrol dan alat pendeteksi

  Daya yang diperlukan untuk mengoperasikan alat instrumentasi adalah 7,5 kW → 10,058 Hp

- Penerangan lampu jalan, pendingin ruangan dan perkantoran.

  Dibutuhkannya penerangan ini untuk kebutuhan *instrument* pabrik, kantor, maupun lingkungan sekitar pabrik. Selain itu, dibutuhkan juga pendingin ruangan untuk kantor dan laboratorium yang membutuhkan tenaga listrik. Alat-alat ini memerlukan daya listrik sebesar 30 kW → 40,231 Hp

- Peralatan kantor seperti komputer, pengeras suara, interkom, dan alat-alat lainnya yang memerlukan daya listrik diperkirakan sebesar 30 kW → 40,231 Hp

Kebutuhan penunjang alat listrik secara lebih lengkap bisa dilihat pada Tabel 4.14 berikut:

Tabel 4.14 Daya Listrik untuk Peralatan Penunjang

No.	Keperluan	Daya (kW)	Daya (Hp)
1	Peralatan bengkel	25	33,526
2	Instrumentasi	7,5	10,058
3	Penerangan	30	40,231
4	Peralatan komunikasi	30	40,231
Total		92,5	124,044

Maka, kebutuhan listrik secara keseluruhan pada prarancangan pabrik *Maleic anhydride* ini dapat dilihat pada Tabel 4.15 berikut:

Tabel 4.15 Daya Listrik Secara Keseluruhan

No.	Jenis Penggunaan	Daya (Hp)
1	Alat proses	33,822
2	Utilitas	94,050
3	Peralatan penunjang	124,044
Total		251,917

4.5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen *(Instrument Air System)*

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Alat pengadaan udara tekan menggunakan kompresor dengan tekanan 4 atm. Total kebutuhan udara diperkirakan 42,336 m^3/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar *(Fuel System)*

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada *furnace.* Bahan bakar yang dibutuhkan adalah *fuel gas* sebanyak 1.716.632,806 liter/tahun.

4.6 Organisasi Perusahaan

Organisasi merupakan suatu sistem yang terdiri dari sub-sistem atau bagian-bagian yang saling berkaitan satu sama lainnya dalam melakukan aktivitasnya. Aktivitas ini bukanlah merupakan suatu kegiatan yang temporer atau sesaat saja, akan tetapi merupakan kegiatan yang memiliki pola atau uruturutan yang dilakukan secara relatif teratur dan berulang-ulang. Organisasi sering diartikan sebagai kelompok yang secara bersama-sama ingin mencapai suatu tujuan yang sama (Priyono, 2007).

Anthony (1995), menjelaskan bahwa organisasi merupakan suatu kelompok manusia yang berinteraksi melakukan berbagai kegiatan secara koordinasi untuk mencapai tujuan, dimana pada dasarnya bahwa individu tidak dapat mencapai tujuan secara sendiri-sendiri. Artinya tujuan organisasi dapat dicapai melalui tatanan/manajemen yang dilakukan terhadap sejumlah orang sebagai pelaksana pekerjaan-pekerjaan organisasi. Seperti halnya organisasi dalam sebuah perusahaan/organisasi dalam sebuah industri.

Keberhasilan suatu perusahaan/industri dalam mencapai tujuannya sangat tergantung pada pengelolaan (*management)* organisasi yang meliputi perencanaan, pelaksanaan dan pengendalian, pembagian wewenang dan tanggung jawab.

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *Maleic anhydride* dari butana dan udara dengan kapasitas 40.000 ton/tahun yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Alasan dipilhnya bentuk perusahaan perseroaan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, antara lain sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus

   perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasai oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi manajemen. Pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usaha.

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masingmasing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

a. Pemegang saham
b. Dewan komisaris
c. Direktur Utama
d. Direktur
e. Kepala Bagian

f. Kepala Seksi

g. Karyawan dan Operator

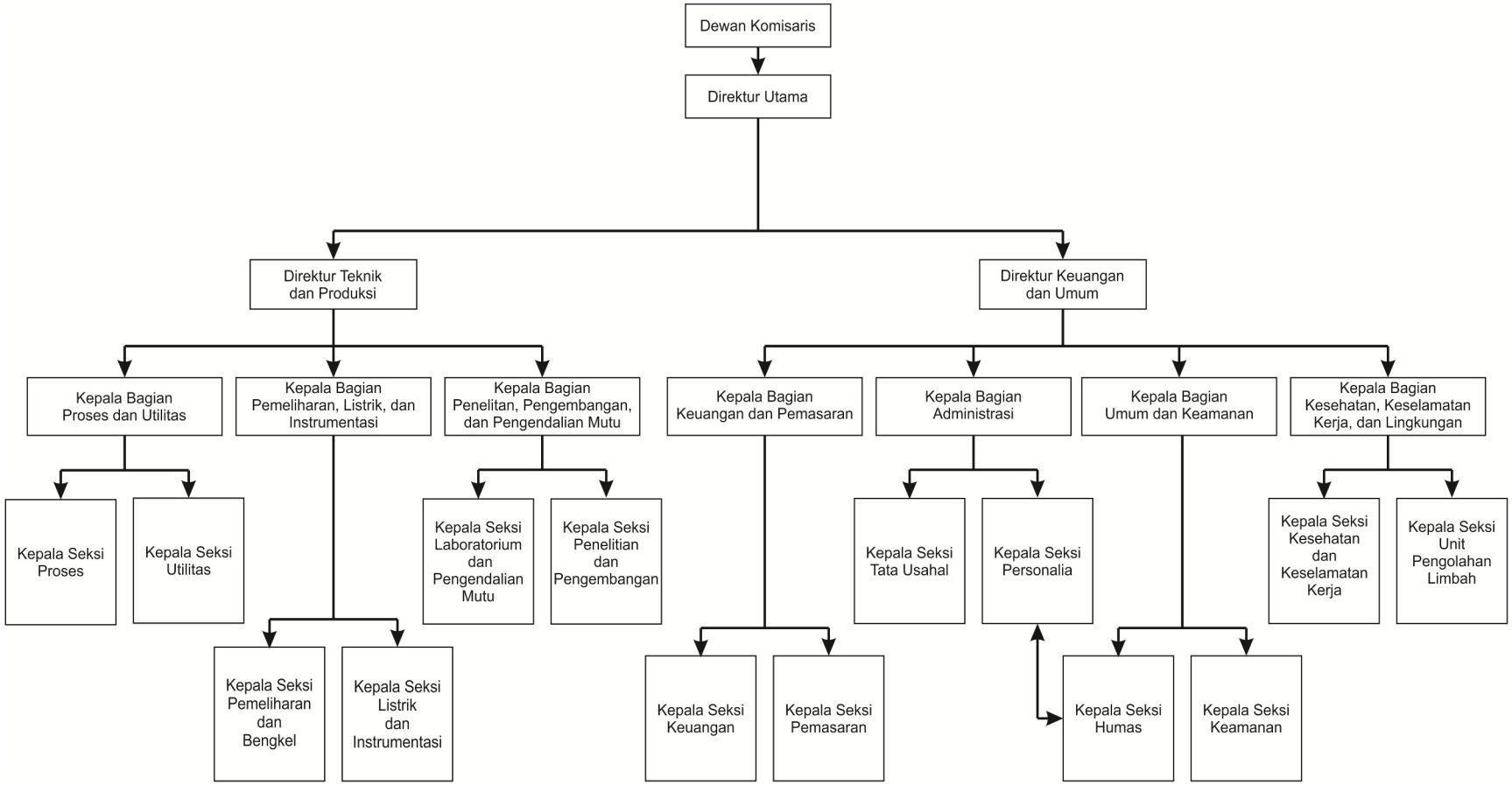
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan serta pengembanagn dan pengendalian mutu. Sedangkan Manajer keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, administrasi, bagian umum dan keamanan serta bagian kesehatan, keselamatan kerja dan lingkungan. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (Supervisior) dan masingmasing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masingmasing kepala regu, diamana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat

4. Penyusunan program pengembanyan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancer

Secara keseluruhan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada Gambar 4.7 berikut:



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

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

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertaggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijasanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

   Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum Tugas

   Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.3.4 Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada

Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masingmasing.

Tugas dan wewenang:

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

4.6.3.5 Kepala Bagian

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

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

   Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian

Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

   Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Administrasi

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.6 Kepala Seksi

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

jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

   Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta megontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

   Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

7. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

   Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku,bahan pembantu, produk dan limbah.

8. Kepala Seksi Keuangan

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

9. Kepala Seksi Pemasaran

   Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

    Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

11. Kepala Seksi Personalia

    Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

12. Kepala Seksi Humas

    Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

13. Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.6.4 Sistem Kepegawaiaan

1. Sistem Kerja

Pabrik *Maleic anhydride* direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan waktu 24 jam dalam sehari. Hari kerja unit produksi adalah hari senin sampai hari minggu. Sisa hari yang bukan hari libur akan digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Penggunaan hari ini bertujuan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja karyawan diatur dengan sistem *shift* dan non-*shift*.

a. Sistem *Shift*

Berlakunya jadwal kerja *shift* untuk karyawan pada bagian unit produksi dan dilakukan secara bergilir. Bagi karyawan *shift*, setiap 3 hari

kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk *shift* secara bergantian waktunya. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur. Jam Kerja diambil 45 jam per minggu, kelebihan jam kerja dihitung lembur. Aturan jam kerja karyawan *shift* :

- *Shift* 1 : Jam 07.00 – 15.00 WIB
- *Shift* 2 : Jam 15.00 – 23.00 WIB
- *Shift* 3 : Jam 23.00 – 07.00 WIB
- *Shift* 4 : Libur

Tabel 4.16 Jadwal Pembagian kerja karyawan *shift*

Hari & Shift	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	A	A	D	D	C	C	B	B	A	A
Siang	B	B	A	A	D	D	C	C	B	B
Malam	C	C	B	B	A	A	D	D	C	C
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A	D	D

Hari & Shift	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pagi	D	D	C	C	B	B	A	A	D	D
Siang	A	A	D	D	C	C	B	B	A	A
Malam	B	B	A	A	D	D	C	C	B	B
Libur	C	C	B	B	A	A	D	D	C	C

Hari & Shift	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	C	C	B	B	A	A	D	D	C	C
Siang	D	D	C	C	B	B	A	A	D	D
Malam	A	A	D	D	C	C	B	B	A	A
Libur	B	B	A	A	D	D	C	C	B	B

b. Sistem Non-*Shift*

Sistem non-*shift* berlaku bagi semua karyawan yang tidak terlibat langsung dalam kegiatan produksi dan pengamanan pabrik. Karyawan non shift berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari Minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan aturan sebagai berikut :

Senin – Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB

Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WIB

Waktu Istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB

Waktu Istirahat hari Jumat : Jam 12.00 – 13.30 WIB

2. Perincian Tenaga Kerja

Dalam pengelolaan sumber daya manusia (SDM), hal yang perlu dilakukan pertama kali yaitu melakukan analisa jabatan (*job analysis)* untuk menduduki jabatan dalam suatu organisasi perusahaan. Selanjutnya menyusun rincian/deskripsi jabatan (*job description)* agar seluruh kegiatan perusahaan tercakup dalam deskripsi jabatan, tidak boleh terdapat jabatan yang tumapang tindih maupun yang tidak diikut sartakan.

Perlunya membuat perincian jumlah tenaga kerja adalah agar mengetahui berapa banyak jumlah tenaga kerja yang terdapat dalam pabrik tersebut, serta mempermudah pengecekan terhadap tenaga kerja karena jumlahnya yang pasti (sudah terhitung) sebelumnya.

Untuk besar gaji ditentukan berdasarkan atas kedudukan dalam organisasi dan keahliannya. Tenaga kerja diperlukan spesifikasi jabatan yang menyangkut jenjang pendidikan, kemampuan kerja (*skill),* jenis kelamin dan lain-lain untuk memperoleh *the right man on the right places* Tenaga kerja dalam pabrik *maleic anhydride* ini disusun berdasarkan tingkat kedudukan (jabatan) dan jenjang pendidikan seperti dapat dilihat pada Tabel 4.17 sebagai berikut:

Tabel 4.17 Jumlah tenaga kerja berdasarkan jabatan dan golongan

Jabatan	**Jumlah**	**Golongan**
Direktur Utama	1	S2
Direktur Teknik dan Produksi	1	S2
Direktur Keuangandan Umum	1	S2
Staf Ahli	1	S1
Ka. Div. Umum	1	S1
Ka. Div. Pemasaran	1	S1
Ka. Div. Keuangan	1	S1
Ka. Div. Teknik	1	S1
Ka. Div. Produksi	1	S1
Ka. Div. Litbang	1	S1

Jabatan	Jumlah	Golongan
Ka. Sek. Personalia	1	S1
Ka. Sek. Humas	1	S1
Ka. Sek. Keamanan	1	S1
Ka. Sek. Pembelian	1	S1
Ka. Sek. Pemasaran	1	S1
Ka. Sek. Administrasi	1	S1
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	S1
Ka. Sek. Proses	1	S1
Ka. Sek. Pengendalian	1	S1
Ka. Sek. Laboratorium	1	S1
Ka. Sek. Utilitas	1	S1
Ka. Sek. Pengembangan	1	S1
Ka. Sek. Penelitian	1	S1
Karyawan Personalia	3	D3
Karyawan Humas	3	D3
Karyawan Keamanan	5	SMU/STM
Karyawan Pembelian	4	D3
Karyawan Pemasaran	4	D3
Karyawan Administrasi	3	D3
Karyawan Kas/Anggaran	3	D3
Karyawan Proses	30	D3-S1
Karyawan Pengendalian	5	D3-S1
Karyawan Laboratorium	4	S1

Jabatan	Jumlah	Golongan
Karyawan Pemeliharaan	6	SMU/STM
Karyawan Utilitas	9	D3-S1
Operator Proses	13	SMU/STM
Operator Utilitas	7	SMU/STM
Karyawan KKK	6	D3-S1
Karyawan Litbang	3	D3
Sekretaris	5	S1
Medis	2	S1
Paramedis	3	S1
Sopir	6	SMU/STM
Cleaning Service	5	SMU/STM
Total	152	

Jadi, jumlah tenaga kerja = 152 orang.

3. Sistem Pengupahan

Upah tenaga kerja disesuaikan dengan golongan tenaga kerja tergantung kepada kependudukkannya dalam struktur organisasi dan lamanya bekerja di perusahaan. Upah yang diterima karyawan terdiri dari:

- Gaji pokok
- Tunjangan jabatan
- Tunjanagan kehadiran (transportasi) bagi staf non-*shift*

- Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai jabatannya.

Karena berbagai golongan karyawan yang berbeda-beda, maka sistem pengupahan dibagi menjadi 3, yaitu:

1. Sistem bulanan

   Diberikan kepada karyawan tetap

2. Sistem harian

   Diberikan pada pekerja harian seperti buruh langsung atau pekerja yang dibutuhkan sewaktu-waktu saja

3. Sistem borongan

   Diberikan kepada pekerja borongan dan besarnya tidak tetap, tergantung jenis pekerjaan yang dilakukan. Biasanya diperlukan pada waktu turun temurun.

Selain gaji rutin, bagi karyawan yang lembur juga diberikan gaji tambahan dengan perhitungan:

- Lembur hari minggu/libur

  Untuk setiap jam, besarnya dua kali gaji perjam

- Lembur hari biasa

Untuk setiap jam, besarnya satu setengah kali gaji perjam. Jika karyawan dipanggil untuk bekerja di pabrik di luar jam kerjanya, juga akan diberikan gaji tambahan.

Berdasarkan jabatan, gaji/upah ketenaga kerjaan dalam pabrik Maleic anhydride ini dapat dilihat pada Tabel 4.18 berikut:

Tabel 4.18 Daftar Gaji Ketenaga Kerjaan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Staff Ahli	1	10.000.000,00	10.000.000,00
Ka. Div. Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Div. Pemasaran	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Div. Keuangan	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Div. Teknik	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Div. Produksi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Div. Litbang	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	12.000.000,00	12.000.000,00

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Ka. Sek. Utilitas	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Personalia	3	7.000.000,00	21.000.000,00
Karyawan Humas	3	7.000.000,00	21.000.000,00
Karyawan Keamanan	5	3.000.000,00	15.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	7.000.000,00	28.000.000,00
Karyawan Pemasaran	4	7.000.000,00	28.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	7.000.000,00	21.000.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	7.000.000,00	21.000.000,00
Karyawan Proses	30	8.000.000,00	240.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	6.000.000,00	30.000.000,00
Karyawan Laboratorium	4	6.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	6	6.000.000,00	36.000.000,00
Karyawan Utilitas	9	7.000.000,00	63.000.000,00
Operator Proses	13	7.000.000,00	91.000.000,00
Operator Utilitas	7	6.000.000,00	42.000.000,00
Karyawan KKK	6	6.000.000,00	36.000.000,00
Karyawan Litbang	3	6.000.000,00	18.000.000,00
Sekretaris	5	6.000.000,00	30.000.000,00
Medis	2	7.000.000,00	14.000.000,00
Paramedis	3	4.500.000,00	13.500.000,00
Sopir	6	2.500.000,00	15.000.000,00

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Cleaning Service	5	2.500.000,00	12.500.000,00
Total	152		1.176.000.000,00

4.6.5 Pengaturan Lingkungan Pabrik

Penataan lingkungan pabrik juga menjadi faktor penting yang berpengaruh terhadap keselamatan kerja, sehingga perlu adanya perhatian khusus dalam pengaturan lingkungan pabrik terdapat lingkungan fisik dan lingkungan kerja.

1. Lingkungan Fisik
    a) Meliputi mesin peralatan kerja dan bahan baku: Pengaturan letak mesin dan alat yang sedemikian rupa sehingga pekerja dapat melakukan pekerjaan dengan leluasa produksi dan aman;
    b) Perencanaan mesin dan peralatan pabrik dengan memperhatikan faktor keamanan;
    c) Mutu bahan dan peralatan yang dibeli terjamin kualitasnya.
2. Lingkungan Kerja
    a) Penempatan mesin yang teratur sehingga jarak antar mesin cukup lebar;
    b) Halaman pabrik yang bersih;
    c) Penerangan yang cukup pada lingkungan pabrik;
    d) Penempatan bahan atau sampah tak terpakai pada tempatnya;

e) Pemasangan sistem alarm dan tanda bahaya seperti *fire detector* dan instrumennya;

f) Lingkungan pabrik yang dilengkapi dengan ventilasi udara yang cukup dan diberi kipas penghisap (*exhaust)* untuk menjaga sirkulasi udara.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dalam pra perancangan pabrik *Maleic anhydride* dari butana dan udara ini dibuat untuk memperoleh gambaran kelayakan terhadap pendirian pabrik. Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia, diperlukan estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas meliputi beberapa faktor yang ditinjau yaitu:

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

Sebelum melakukan estimasi profitabilitas khususnya dari suatu rancangan pabrik kimia, terlebih dahulu perlu melakukan beberapa analisa. Analisa tersebut terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Investment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal ini terdiri dari:

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja
3. Biaya Produksi Total

Terdiri dari :

a. Baiaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expanse*)

Pada analisa pendapatan modal ini berfungsi untuk mengetahui titik impas atau *Break Even Point* (BEP) dari suatu rancangan pabrik. Analisa pendapatan modal terdiri dari:

a. Baiaya Tetap (*Fixed Cost*)

b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)

c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*).

4.7.1 Harga Alat

Seiring dengan perubahan ekonomi, berubah juga harga dari suatu alat industri. Untuk mengetahui harga alat pada keadaan/tahun tertentu diperlukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu. Berdasarkan Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) .

Indeks harga tersebut bisa dilihat pada Tabel 4.19 berikut:

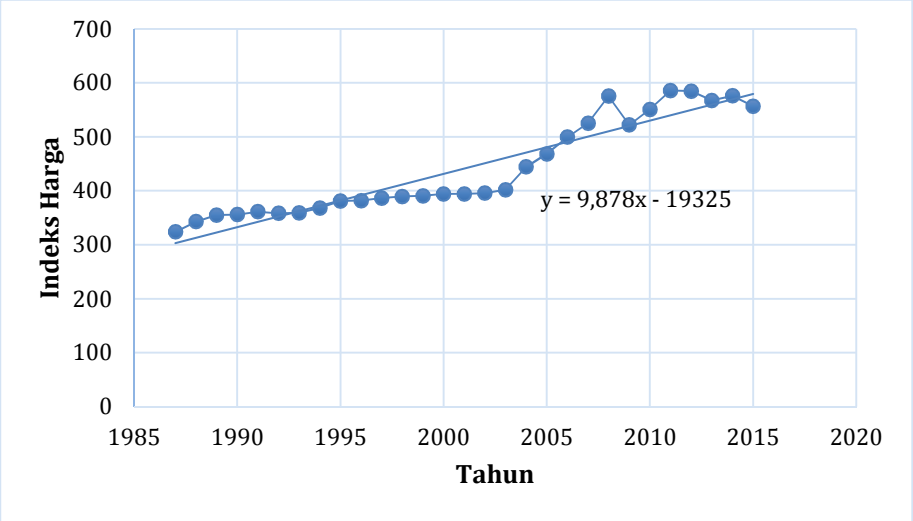
Tabel 4.19 Indeks harga tiap tahun

Tahun (X)	**Indeks (Y)**
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3

Tahun (X)	Indeks (Y)
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
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

Tahun (X)	Indeks (Y)
2014	576,1
2015	556,8
2016	589,048
2017	598,926
2018	608,804
2019	618,682
2010	529,78
2021	638,438
2022	648,316
2023	658,194
2024	668,072

Berdasarkan data di atas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah y = 9,878 x – 19325. Pabrik *Maleic anhydride* dari butana dan udara kapasitas 40.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2024, maka dari persamaan regeresi linear diperoleh indeks sebesar 668,072. Grafik hasil *plotting* data dapat dilihat pada Gambar 4.8 berikut:



Gambar 4.8 Grafik Tahun vs Harga Indeks

Harga alat diperoleh dari situs matches (www.matche.com) dan buku karangan Peters & Timmerhaus, serta beberapa refereni lainnya. Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh dengan rumus berikut:

$$E_x = \frac{N_x}{N_y} x\ E_y \qquad \text{(Aries \& Newton, 1955)}$$

Keterangan :

Ex : Harga pembelian alat pada tahun 2024

Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2024

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

Perhitungan harga alat dengan menggunakan rumus tersebut yaitu:

Tabel 4.20 Harga Peralatan Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX 2024	EY ($)	EX 2024 ($)
Tangki butana	T-01	1	395,60	668,07	$10.900,00	$18.407,44
Furnace	F-01	1	395,60	668,07	$150.000,00	$253.313,45
Filter Udara	FU-01	1	576,10	668,07	$11.000,00	$12.756,10
Membran	M-01	1	576,10	668,07	$20.000,00	$23.192,92
Membran	M-02	1	395,60	668,07	$11.100,00	$18.745,20
Reaktor Fixed Bed	R-01	1	395,60	668,07	$60.000,00	$101.325,38
Separator Drum	SD-01	1	395,60	668,07	$20.500,00	$34.619,50
Dekanter	DK-01	1	576,10	668,07	$15.100,00	$17.510,65
Prilling Tower	PT-01	1	395,60	668,07	$8.100,00	$13.678,93
Expansion Valve 1	EV-01	1	395,60	668,07	$2.100,00	$3.546,39
Expansion Valve 2	EV-02	1	395,60	668,07	$2.100,00	$3.546,39

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX 2024	EY ($)	EX 2024 ($)
Cooler 1	CL-01	1	576,10	668,07	$34.900,00	$40.471,64
Cooler 2	CL-02	1	576,10	668,07	$28.900,00	$33.513,77
Cooler 3	CL-03	1	576,10	668,07	$23.900,00	$27.715,54
Kompresor	K-01	1	576,10	668,07	$57.600,00	$66.795,60
Bucket Elevator	BE-01	1	395,60	668,07	$11.500,00	$19.420,70
Silo	SI-01	1	576,10	668,07	$62.900,00	$72.941,73
Blower	BL-01	2	576,10	668,07	$9.700,00	$22.497,13
Total		**20**				**$883.754,88**

Tabel 4.21 Harga Peralatan Penunjang (Utilitas)

Nama Alat	**Kode Alat**	**Jumlah**	**NY**	**NX 2024**	**EY ($)**	**EX 2024 ($)**
Screen	SCU-01	1	608,804	668,072	$20,00	$21,95
Tangki NaOCl	TU-01	1	395,6	668,072	$2.100,00	$3.546,39
Tangki Pencampuran	TU-02	1	395,6	668,072	$6.500,00	$10.976,92
Membrane RO	RO-01	2	608,804	668,072	$50.000,00	$54.867,58
Tangki Desalinasi	TU-03	1	395,6	668,072	$71.000,00	$119.901,70
Tangki Khlor	TU-04	1	395,6	668,072	$9.000,00	$15.198,81
Tangki Domestik	TU-05	1	395,6	668,072	$110.000,00	$185.763,20
Tangki NaOH	TU-06	1	395,6	668,072	$10.900,00	$18.407,44
Tangki H_2SO_4	TU-07	1	395,6	668,072	$4.000,00	$6.755,03
Tangki *Dowtherm* A	TU-09	1	395,6	668,072	$140.000,00	$236.425,88
Tangki Udara	TU-10	1	395,6	668,072	$5.800,00	$9.794,79

Nama Alat	**Kode Alat**	**Jumlah**	**NY**	**NX 2024**	**EY ($)**	**EX 2024 ($)**
Tangki Bahan Bakar	TU-11	1	395,6	668,072	$9.000,00	$15.198,81
Kompresor	KU-01	1	576,1	668,072	$54.300,00	$62.968,77
Cooling Tower	CTU-01	1	194,7695	668,072	$10.000,00	$34.300,65
Pompa 1	PU-01	1	576,1	668,072	$3.400,00	$3.942,80
Pompa 2	PU-02	1	576,1	668,072	$3.400,00	$3.942,80
Pompa 3	PU-03	1	576,1	668,072	$3.100,00	$3.594,90
Pompa 4	PU-04	1	576,1	668,072	$2.900,00	$3.362,97
Pompa 5	PU-05	1	576,1	668,072	$2.900,00	$3.362,97
Pompa 11	PU-11	1	576,1	668,072	$4.300,00	$4.986,48
Pompa 12	PU-12	1	576,1	668,072	$4.300,00	$4.986,48
Total		**22**				**$802.307,29**

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 40.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Tahun pendirian pabrik = 2024

Kurs mata uang = 1 US$ = Rp. 14.800

4.7.3 Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

   Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

   - *Fixed Capital Investment* (FCI)

     Yaitu biaya yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

   - *Working Capital Investment* (WCI)

     Yaitu biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. *Manufacturing Cost*

   Manufacturing Cost merupakan hasil penjumlahan antara *Direct Manufacturing Cost, Indirect Manufacturiung Cost,* atau biaya-biaya yang bersangkutan dalam pembuatan produk. *Manufacturing Cost* meliputi:

   - *Direct Cost Direct Cost*

Yaitu pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk

- *Indirect Cost Indirect Cost*

  Yaitu pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik

- *Fixed Cost*

  Biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi

3. *General Expanse*

   General Expanse merupakan pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost.*

4.7.4 Analisa Kelayakan

Tujuan dilakukan analisa kelayakan adalah untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh (besar atau tidaknya), sehingga dapat dikatakan pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Beberapa perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik diantaranya:

1. *Return On Investment* (ROI)

   Return On Investment merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time merupakan:

- Jumlah tahunan yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya. *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi)}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point merupakan:

- Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
- Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menetukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

- Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Keterangan:

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. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan:

- 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 *profi*).
- 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.
- Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost.*

- Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) merupakan:

- 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.
- Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan yang digunakan dalam penentuan DFCR :

$$(FC+WC)(1+i)N = C\ \Sigma(1+i)n=x-1i=0x + wc + sv$$

Keterangan: FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

C = *Cash Flow (profit after taxes+depresiasi+finance* n

= Umur pabrik = 10 tahun

I = Nilai dari DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Fixed Capital Investment

Physical Plant Cost (PPC)

Tabel 4.22 *Physical Plant Cost* (PPC)

No	Tipe of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Harga Alat	31.192.150.163	2.107.578
2	Instalasi	4.169.294.536	281.709
3	Pemipaan	4.677.810.887	316.068
4	Instrumentasi	2.565.512.199	173.345
5	Isolasi	971.171.810	65.620
6	Instalasi Listrik	3.743.058.020	252.909
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	31.515.000.000	2.129.392
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	22.825.000.000	1.542.230
Physical Plant Cost (PPC)		**101.658.997.616**	**6.868.851**

Direct Plant Cost (DPC)

Tabel 4.23 *Direct Plant Cost* (DPC)

No	***Tipe of Capital Investment***	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Teknik dan Konstruksi	25.414.749.404	1.717.213
Total (DPC + PPC)		**127.073.747.020**	**8.586.064**

Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 4.24 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	***Tipe of Capital Investment***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	Total DPC + PPC	127.073.747.020	8.683.079
2	Kontraktor	12.707.374.702	858.606
3	Biaya tak terduga	12.707.374.702	858.606
Fixed Capital Investment (FCI)		**152.488.496.424**	**10.303.277**

Total Production Cost

Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 4.25 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Raw Material*	773.498.853.869	52.263.436
2	*Labor*	14.112.000.000	953.514
3	*Supervision*	3.528.000.000	238.378
4	*Maitenance*	57.945.628.641	3.915.245
5	*Plant Supplies*	8.691.844.296	587.287
6	*Royalty and Patents*	61.724.288.000	4.170.560
7	*Utilities*	932.565.069	63.011
Direct Manufacturing Cost (DMC)		**920.433.179.875**	**62.191.431**

Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 4.26 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Payroll Overhead*	2.116.800.000	143.027
2	*Laboratory*	1.411.200.000	95.351
3	*Plant Overhead*	7.056.000.000	476.757
4	*Packaging and Shipping*	61.724.288.000	4.170.560
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		**72.308.288.000**	**4.885.695**

Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 4.27 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Depreciation*	12.199.079.714	833.576
2	*Property taxes*	1.542.884.964	103.033
3	*Insurance*	1.542.884.964	103.033
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		**15.248.849.642**	**1.030.328**

Manufacturing Cost (MC)

Tabel 4.28 *Manufacturing Cost* (MC)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Direct Manufacturing Cost (DMC)*	920.433.179.875	62.191.431
2	*Indirect Manufacturing Cost (IMC)*	72.308.288.000	4.885.695
3	*Fixed Manufacturing Cost (FMC)*	15.248.849.642	1.030.328
Manufacturing Cost (MC)		**1.007.990.317.517**	**68.107.454**

Working Capital

Tabel 4.29 *Working Capital*

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Raw Material Inventory*	35.159.038.812	2.375.611
2	*In Process Inventory*	1.527.258.057	103.289
3	*Product Inventory*	45.817.741.705	3.095.793
4	*Extended Credit*	56.112.989.091	3.791.418
5	*Available Cash*	91.635.483.411	6.191.587
Working Capital (WC)		**230.252.511.076**	**15.557.602**

General Expanse

Tabel 4.30 *General Expanse*

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Administration*	30.239.709.526	2.043.224
2	*Sales expense*	50.399.515.876	3.405.373
3	*Research*	35.279.661.113	2.383.761
4	*Finance*	7.654.820.150	517.218
General Expense (GE)		**123.573.706.665**	**8.349.575**

Total Production Cost (TPC)

Tabel 4.31 *Total Production Cost* (TPC)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Manufacturing Cost (MC)*	1.007.990.317.517	68.107.454
2	*General Expense (GE)*	123.573.706.665	8.349.575
Total Production Cost (TPC)		**1.131.564.024.182**	**76.457.029**

Fixed Cost (Fa)

Tabel 4.32 *Fixed Cost* (Fa)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Depreciation*	12.199.079.714	824.262
2	*Property taxes*	1.524.884.964	103.033
3	*Insurance*	1.524.884.964	103.033
Fixed Cost (Fa)		**15.248.849.642**	**1.030.328**

Variabel Cost (Va)

Tabel 4.33 *Variabel Cost* (Va)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Raw material*	773.498.853.869	52.263.436
2	*Packaging & shipping*	61.724.288.000	4.170.560
3	*Utilities*	932.565.069	63.011
4	*Royalties and Patents*	61.724.288.000	4.170.560
Variable Cost (Va)		**897.879.994.938**	**60.667.567**

Regulating Cost (Ra)

Tabel 4.34 *Regulating Cost* (Ra)

No	***Tipe of Expense***	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Labor cost*	14.112.000.000	953.514
2	*Plant overhead*	7.056.000.000	476.757
3	*Payroll overhead*	2.116.800.000	143.027
4	*Supervision*	3.528.000.000	238.378
5	*Laboratory*	1.411.200.000	95.351
6	*Administration*	30.239.709.526	2.043.224
7	*Finance*	7.654.820.150	517.218
8	*Sales expense*	50.399.515.876	3.405.373
9	*Research*	35.279.661.113	2.383.761
10	*Maintenance*	57.945.628.641	3.915.245
11	*Plant supplies*	8.691.844.296	587.287
Regulated Cost (Ra)		**218.435.179.602**	**14.759.134**

1. Analisa Keuntungan

   Harga jual produk *Maleic Anhydride* = Rp 30.862 / kg

   Annual Sales (Sa) = Rp 1.234.485.760.000

   Total Cost = Rp 1.131.564.024.182

   Keuntungan sebelum pajak = Rp 102.921.735.818

   Keuntungan setelah pajak = Rp 49.402.433.193

2. *Percent Return On Investment* (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 67,49%

ROI setelah pajak = 32,40%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (Aries & Newton, 1995).

3. *Pay Out Time* (POT)

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi)}$$

POT sebelum pajak = 1 tahun

POT setelah pajak = 2,48 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1995).

4. *Break Even Point* (BEP)

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

Didapatkan nilai:

BEP = 43,97 %

BEP untuk pabrik kimia umumnya adalah 40-60%

5. *Shut Down Point* (SDP)

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

Didapatkan nilai:

SDP = 35,67 %

6. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

$$(FC+WC)(1+i)N = C\Sigma(1+i)n=x-1i=0x + wc + sv$$

Dengan :

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Cost = Rp. 152.488.496.424

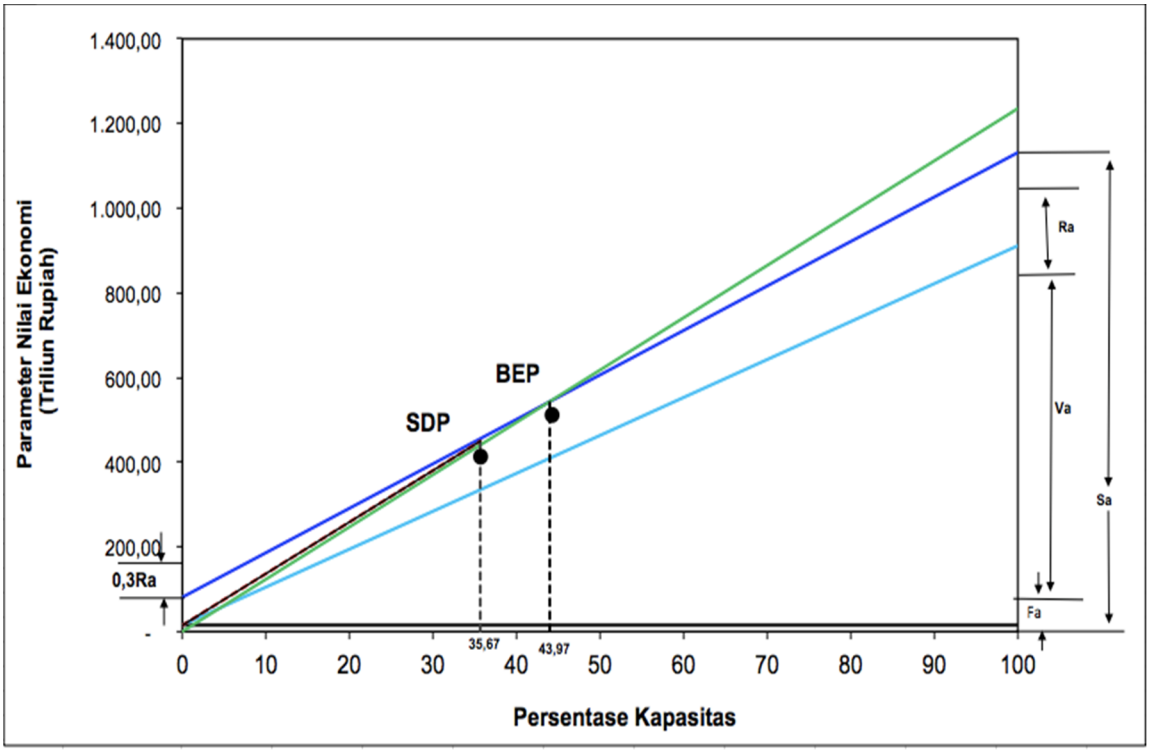
Working Capital = Rp. 230.252.511.076

Salvage Value (SV) = Rp. 12.199.079.714

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

Dengan *trial and error* diperoleh nilai *i* sebesar 18,21 %. Hasil dari perhitungan berbanding 7,875% dengan bunga deposito Bank Indonesia (BI) yaitu sebesar 5,25 % pada tahun 2018.

Nilai dari SDP dan BEP secara detail dapat dilihat pada Gambar 4.9 berikut:



Gambar 4.9 Grafik BEP dan SDP

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

a. Ketersediaan C_4H_{10} dan O_2 sebagai bahan baku pembuatan *maleic anhydride* melimpah serta mudah diperoleh dan menghasilkan produk ramah lingkungan.

b. Produk utama adalah maleic anhydride dengan kemurnian 99,5%, sedangkan produk sampingnya berupa CO, CO_2, dan H_2O.

c. Lokasi pabrik terletak di Balongan, Indramayu, Jawa Barat berada di kawasan industri dekat dengan Pertamina Balongan RU IV sebagai *supply* C_4H_{10} untuk bahan baku utama serta dekat dengan laut untuk memenuhi kebutuhan H_2O dan utilitas.

d. Untuk kapasitas produksi 40.000 ton/tahun, total investasi yang dibutuhkan untuk membangun sebuah pabrik *maleic anhydride* di Indonesia adalah Rp 152.488.496.424 dengan total biaya produksi sebesar Rp 1.131.564.024.182

e. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :

   1) Keuntungan yang diperoleh :

      Parameter kelayakan dengan kapasitas 40.000 ton/tahun adalah total penjualan produk sebesar Rp 1.234.485.760.000/tahun dan keuntungan bersih sebesar Rp. 49.402.433.193/tahun.

   2) *Retrun on Invesment* (ROI) sebelum pajak sebesar 67,49% dan

ROI sesudah pajak 32,40%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 44 %.

3) *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 2,48 tahun. Sehingga pabrik ini dapat dikategorikan sebagai pabrik beresiko rendah dan pabrik layak untuk beroperasi.
4) *Break Even Point* (BEP) pada 43,97%, dan *Shut Down Point* (SDP) 35,67%, BEP pada pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%
5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 18,21%. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 5,25%.

5.2 Saran

Dalam melakukan suatu perancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya :

1. Optimasi pemilihan

   Optimasi pemilihan ini meliputi alat proses, alat penunjang serta bahan baku yang sangat perlu diperhatikan, karena keuntungan yang diperoleh dari suatu pabrik adalah salah satunya berdasarkan pada optimasi pemilihan tersebut.
2. Dengan semakin banyak berdirinya pabrik yang ramah lingkungan, diharapkan akan mengurangi polusi serta limbah-limbah pabrik yang merugikan alam sekitar maupun manusia.

DAFTAR PUSTAKA

Anonim., "*Dowtherm A Heat Transfer Fluid",* Dow Chemical Company, U.S.A, 1997.

Anonim., http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf diakses pada 10 November 2018

Anonim.,http://tekim.undip.ac.id/v1/wpcontent/uploads/CEPCI_2008_2015.pdf diakses pada 10 November 2018

Anonim., www.matche.com/equpcost/Default.html diakses pada 09 November 2018

Anonim., Source Manufactures, Suppliers, Exporters and Importers, http://alibaba.com diakses 09 November 2018

Anthony, R.N. dan V.Govindarajan., "*Management Control System*", Eight Edition International Student Edition. Richard D. Irwin Inc. U.S.A, 1995.

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

Badan Pusat Statistik, 2016, http://www.bps.go.id, diakses pada 10 Maret 2018.

Brown, G.G., " *Unit Operation* ", 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1963.

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

Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering:Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer.*Vol 1.(revised 2nd ed)", A Pergamon Press Book, 1964.

Evans, F.L., "*Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*", Gulf Publishing Company, Book Division, Houston, 1979.

Fogler, H.S., "*Elements of Chemical Reaction Engineering* (3rd ed)", Prentice-Hall India, 2004.

Geankoplis, J.C.,"*Transport Process and Unit Operation*", Prentice Hall International, 1978.

Holman, J.P., "*Heat Transfer* (10thed)", The McGraw-Hill Companies.Inc, 2010.

Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer"*, McGraw Hill Book Company Inc., New York. 1965.

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology"*, 4th edition, A Wiley Interscience Publisher Inc., New York. 2004.

Mc. Ketta, J.J., and Cunningham W.A., "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design",* Marcel Dekker, Inc., New York. 1977.

Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, "*Unit Opertion of Chemical Engineering*", 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., Newyork, 1985.

Perry, R.H. and Greeen, D.w., "*Perry's Chemical Engineers Handbooks"*, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York. 1997.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., "*Plant Design and Economic for Chemical Engineering"*, 5th edition, Mc Graw Hill International Book Company, New York. 2003.

Smith, J.M. and Van Ness, H.C., "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"*, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., New York. 1996.

SRI Consulting. 2009. "*World Consumption of Maleic Anhydride*". http://www.sriconsulting.com/SRI Consulting CEH Report Maleic Anhydride.htm.

Treybal, R.E., "*Mass Transfer Operation",* 3rd ed. McGraw-Hill Book Company, Inc., Japan. 1981.

Ullrich, G.D., "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics"*, John Wiley and Sons Inc., Kanada. 1984.

U.S. Pat. 5,364,824 (Nov. 15, 1994), W.J. Andrews, J.R. Ebner, and T.R. Felthouse (to Huntsman □Specialty Chemicals Corp.).

U.S. Pat. 5,945,368 (Aug. 31, 1999), T.R. Felthouse, R.A. Keppel , and C.J. Schaefer (to Huntsman Petrochemical Corp.).

Wallas, S.M., "*Chemical Process Equipment (Selection and Design)"*, 3rd edition, Butterworths, U.S.A. 1988.

Yaws, C.L., "*Chemical Properties Handbook"*, McGraw Hill Company, New York. 1999.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

Jenis : Reaktor *Fixed Bed MultiTube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara butana dan oksigen

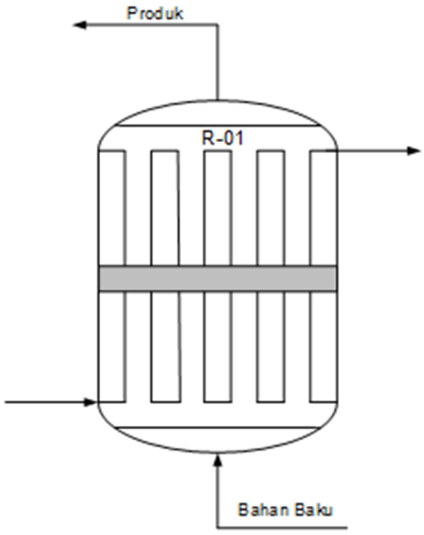
Kondisi Operasi : Suhu = 350 ^{o}C

Tekanan = 3,4 atm

Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

Reaksi Utama : : $C_4H_{10} + 3.5\ O_2 \longrightarrow C_4H_2O + 4H_2O$

Reaksi Samping : : $C_4H_{10} + 4.5\ O_2 \longrightarrow 4CO + 5H_2O$

$C_4H_{10} + 6.5\ O_2 \longrightarrow 4CO_2 + 5H_2O$

1. Menentukan jenis reaktor

   Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

   a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat

   b. umur katalis panjang

   c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal

   d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor

e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell* and *Tube*

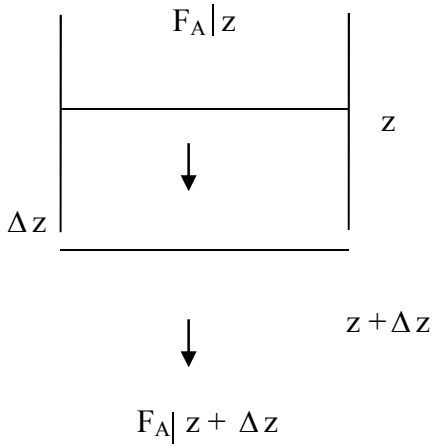
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa C_4H_{10} pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$FA|_Z - (FA|_{Z+\Delta Z} + (-ra)\,\Delta v) = 0$

$$\Delta v = \frac{\pi Di^2}{4}\,\varepsilon\,\Delta z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z} - (-ra)\,\pi/4\,Di^2\,\varepsilon\,.\,\Delta Z = 0$

$$\frac{FA|_{Z+\Delta Z} - FA|_{Z}}{\Delta Z} = (-ra)\ \pi/4\ Di^2\ \varepsilon$$

$$\frac{-FA}{\Delta Z} = \frac{-rA.\pi Di^2}{4}\ \varepsilon$$

Dimana $F_A = - F_{Ao} (1 - X_A)$

$\Delta F_A = - FAo.\ \Delta X_A$

$$FAo\ .\ \frac{\Delta XA}{\Delta Z} = \frac{-(rA)\pi Di^2}{4}\ \varepsilon$$

$$\frac{\Delta XA}{\Delta Z} = \frac{-(rA)\pi Di^2}{4FAo}\ \varepsilon$$

Lim $\Delta Z \longrightarrow 0$

$$\frac{dXA}{dz} = \frac{(-rA)\pi Di^2 \varepsilon}{4FAo}$$

dimana : $\frac{dXA}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

ε = porositas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = k C_A. C_B

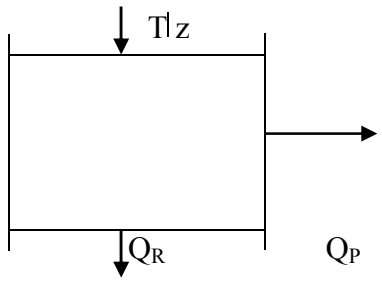
Z = tebal tumpukan katalisator

Di = diameter dalam pipa

Tabel A.1 Komposisi dengan perhitungan kapasitas

Komponen	BM	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C4H10	58	4603.9149	1089.0285
C5H12	72	18.4896	18.4896
O2	32	16113.7023	8950.4831
C2H4O3	98	0	5289.7395
CO	28	0	455.1843
CO2	44	0	450.6325
H2O	18	0	4482.5494
Total		20736.10681	20736.1068

a. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Input - Output =Acc

Σ m.Cp ($T|_Z$ - To) – [(Σ m.Cp) ($T|_{Z+\Delta Z}$ – To) + Q_R + Q_P]

Σ m.Cp ($T|_Z$ - $T|_{Z+\Delta Z}$) = Q_R + Q_P

(Σ m.Cp) ($-\Delta T$) = Q_R + Q_P

$Q_R = \Delta H_R \, F_{Ao} \, \Delta X_A$

$Q_P = UA \, (T - T_S)$

$A = \pi \, Do \, \Delta z$

$Q_P = U \pi \, Do \, \Delta z (T - T_S)$

$(\Sigma \, m.Cp) \, (-\Delta T) = \Delta HR \, . \, Fao \, . \, \Delta XA + U.\pi.Do.\Delta Z \, (T\text{-}Ts)$

: ΔZ

$$(\Sigma \, m.Cp) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta HR \, . \, Fao \, . \left(\frac{\Delta XA}{\Delta Z} \right) + U.\pi.Do.\Delta Z \, (T\text{-}Ts)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta HR \, . \, Fao \, . \left(\frac{\Delta XA}{\Delta Z} \right) + U.\pi.Do.\Delta Z \, (T\text{-}Ts)}{(\Sigma \, m.Cp)}$$

$\lim \Delta Z \longrightarrow 0$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta HR \, . \, Fao \, . \left(\frac{dXA}{dZ} \right) + U.\pi.Do.\Delta Z \, (T\text{-}Ts)}{(\Sigma \, m.Cp)}$$

Dimana:

$\frac{dT}{dZ}$ = Perubahan Suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luar

T = Suhu gas

Ts = Suhu penelitian

Ts = Kapasitas panas

b. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah *Dowtherm A* yang stabil pada suhu 20 ^{0}C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % *Diphenyl Oxyde*

- 26,5 % *Diphenyl*

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari *Hidrocarbon Processing*.

Cp = 0,11152 + 3,402 . 10^{-4} T, cal/g.K = 0,2112 Cal/gr K

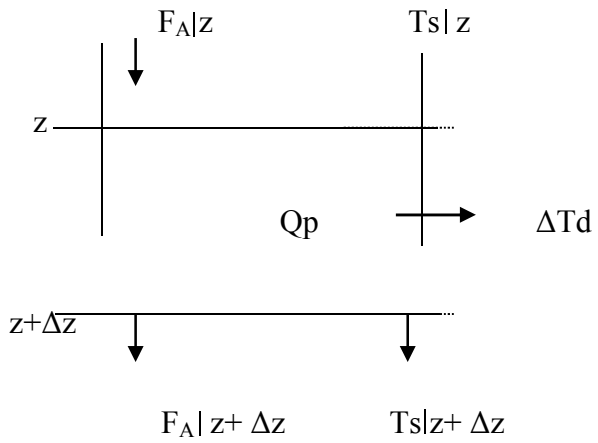
ρ = 1,4 – 1,0368 . 10^{-3} T , gr/cm^3 = 1,0818 gr/cm3

μ = 35,5808 – 0,04212 T , gr/cm.Jam = 23,2423 gr/cm jam

k = 0,84335 – 5,8076 . 10^{-4}, cal/J.Cm.K = 1,2075 Cal/cm jam K

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas.

Neraca Panas pada elemen volum



$mp.Cpp\ (\ Ts|_Z - T_o\ ) + Qp - mp\ Cpp\ (Ts|_{z+\Delta z} - To) = 0$

$mp.Cpp\ (Ts|_Z - Ts|_{z+\Delta z}) = -\ Qp$

$$(Ts|_Z - Ts|_{z+\Delta z}) = - \frac{U.\pi.Do.\Delta z.(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

$$(Ts|_Z - Ts|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

$$-(Ts|_{z+\Delta z} - Ts|_Z) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

$$\frac{\Delta Ts}{\Delta Z} = \frac{U.\pi.Do(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

$\lim \Delta Z \longrightarrow 0$

$$\frac{dTs}{dZ} = \frac{U.\pi.Do(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

c. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (*Fixed bed*) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 " *Chemical Reactor Design For Process Plants*").

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g Dp} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp} + 1{,}75G\right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

Dp = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data – data sifat fisis bahan

   a. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel A.2 Umpan YI masuk reaktor

Komponen	**BM**	**Massa (kg/jam)**	**Mol (kmol/jam)**	**yi**
C4H10	58	4603.9149	79.3778	0.1361
C5H12	72	18.4896	0.2568	0,0004
O2	32	16113.7023	503.5532	0.8634
C2H4O3	98	0	0	0
CO	28	0	0	0
CO2	44	0	0	0
H2O	18	0	0	0
Total		20736.10681	583.1878	1

b. Menentukan volume gas reaktor

PV= nRT

n = 161,9966 kmol/jam

R = 82,05 atm.cm^3/mol.^{o}K

P = 3,400215 atm

$$V = \frac{nRT}{P} = 2434831{,}987\ cm3/dtk$$

V = 2,4348 m3/dtk

c. Menetukan densitas umpan

$$\rho = \frac{\text{P. BM}}{\text{RT}} = \frac{(3{,}400215 \text{ atm})\left(35{,}6 \frac{\text{gr}}{\text{mol}}\right)}{\left(82{,}05 \text{ atm}. \frac{\text{cm}^3}{\text{mol. K}}\right)(623{,}15 \text{ K})(0{,}9995)}$$

$$= 0{,}0023657 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositan umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Tabel A.3 Data viskositas umpan masuk reaktor

Komponen	**A** **(mikropoise)**	**B** **(mikropoise)**	**C** **(mikropoise)**
C4H10	-4,946	2,9001E-01	-6,9665E-05
C5H12	3,202	2,6746E-01	-6,6178E-05
O2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
C4H2O3	-11,219	2,9181E-01	-1,0579E-05
CO	23,811	5,3944E-01	-1,5411E-04
CO2	11,336	4,9918E-01	-1,0876E-04
H2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05

(Yaws, 1999)

Tabel A.4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	BM	yi	μ gas			
			mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C4H10	58	0,1361	148,7217	1,48722E-05	0,053539813	1,29566E-05
C5H12	72	0,0004	144,1717	1,44172E-05	0,051901822	1,25602E-05
O2	32	0,8634	350,5546	3,50555E-05	0,126199656	3,05403E-05
C4H2O3	98	0,0000	166,5144	1,66514E-05	0,059945187	1,45067E-05
CO	28	0,0000	300,1197	3,0012E-05	0,108043081	2,61464E-05
CO2	44	0,0000	280,1668	2,80167E-05	0,10086004	2,44081E-05
H2O	18	0,0000	224,2146	2,24215E-05	0,080717268	1,95336E-05
Total		1,0000	1614,4635	0,000161446	0,581206866	0,000140652

(Yaws, 1999)

Lanjutan Tabel A.4

yi.μ_{gas}			μ gas
(kg/s.m)	**(kg/jam.m)**	**lb/ft.jam**	**mikropoise**
2,02425E-06	0,007287317	1,76353E-06	20,2425484
6,34844E-09	2,28544E-05	5,53076E-09	0,06348441
3,02686E-05	0,108967019	2,637E-05	302,686163
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
3,22992E-05	0,11627719	2,81391E-05	322,992196

μ gas = 0,000032 kg/m.s

= 0,00032 g/cm.s

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$k_{g\ a\ s} = A + BT + CT^2$

Tabel A.5 Data konduktivitas umpan masuk reaktor

Komponen	BM	A	B	C
C4H10	58	-0,00182	1,9396,E-05	1,3818,E-07
C5H12	72	-0,00137	1,8081,E-05	1,2136,E-07
O2	32	0,00121	8,6157,E-05	-1,3346,E-08
C4H2O3	98	-0,01006	6,7349,E-05	9,6585,E-09
CO	28	0,00158	8,2511,E-05	-1,9081,E-08
CO2	44	-0,01183	1,0174,E-04	-2,2242,E-08
H2O	18	0,00053	4,7093,E-05	4,9551,E-08

(Yaws, 199)

Tabel A.6 Perhitungan konduktivitas umpan reaktor

Komponen	yi	k_{gas} W/m.K	$yi.k_{gas}$ W/m.K
C4H10	0,1361	8,47E-05	1,15E-05
C5H12	0,0004	4,05E-04	1,78E-07
O2	0,8634	9,65E-03	8,33E-03
C4H2O3	0	-3,46E-03	0
CO	0	9,67E-03	0
CO2	0	-1,86E-03	0
H2O	0	5,15E-03	0
Total	1	0,0196	0,0083

k campuran = 8,3466E-03 W/m.K

= 0,0300 kJ/jam.m.K

= 0,0072 kkal/jam.m.K

= 0,00002 kal/cm.dtk.K

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel A.7 Data kapasitas panas umpan reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
C4H10	20,056	2,8153,E-01	-1,3143,E-05	-9,4571,E-08	3,4149,E-11
C5H12	26,671	3,2324,E-01	4,2820,E-05	-1,6639,E-07	5,6036,E-11
O2	29,526	-8,8999,E-03	3,8083,E-05	-3,2629,E-08	8,8607,E-12
C4H2O3	-72,015	1,0423,E+00	-1,8716,E-03	1,6527,E-06	-5,5647,E-10
CO	29,556	-6,5807,E-03	2,0130,E-05	-1,2227,E-08	2,2617,E-12
CO2	27,437	4,2315,E-02	-1,9555,E-05	3,9968,E-09	-2,9872,E-13
H2O	33,933	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12

(Yaws, 1999)

Tabel A.8 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor

Komponen	BM	yi	Cp			Cpi = yi.Cp
			joule/mol.K	kjoule/kmol.K	kjoule/kg.K	kjoule/kg.K
C4H10	58	0,1361	172,6529	172,6529	2,9768	0,4052
C5H12	72	0,0004	212,9124	212,9124	2,9571	0,0013
O2	32	0,8634	32,2088	32,2088	1,0065	0,8691
C4H2O3	98	0	166,7313	166,7313	1,7013	0
CO	28	0	30,6544	30,6544	1,0948	0
CO2	44	0	47,1342	47,1342	1,0712	0
H2O	18	0	36,5436	36,5436	2,0302	0
Total		0	698,8375	698,8375	12,8380	1,2756

Cp campuran = 1,2756 kJ/kg.K

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^{T} \Delta Cp.dT$$ (Yaws, 1999)

Tabel A.9 Data panas reaksi reaktor

Komponen	BM (g/mol)	A	B	C	D	E
C4H10	58	20,056	2,8153E-01	-1,3143E-05	-9,4571E-08	3,4149E-11
C5H12	72	26,671	3,2324E-01	4,2820E-05	-1,6639E-07	5,6036E-11
O2	32	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
C4H2O3	98	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
CO	28	29,556	-6,5807E-03	2,0130E-05	-1,2227E-08	2,2617E-12
CO2	44	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13
H2O	18	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12

(Yaws,1999)

Dari data didapat:

Tabel A.10 Perhitungan panas reaksi reaktor

Komponen	ΔHf 298 K (kj/mol)	ΔHf 298 K (kJ/kmol)	ΔH(J/mol)	ΔH(kJ/kmol)
C4H10	-126,15	-126150	44969,8300	44969,8300
C5H12	-76,90	-76900	55219,2149	55219,2149
O2	0,00	0	9995,6286	9995,6286
C4H2O3	-398,30	-398300	9580,6910	9580,6910
CO	-110,50	-110500	9671,0034	9671,0034

Komponen	ΔHf 298 K (kj/mol)	ΔHf 298 K (kJ/kmol)	ΔH(J/mol)	ΔH(kJ/kmol)
CO2	-393,50	-393500	13984,8153	13984,8153
H2O	-241,80	-241800	11346,7973	11346,7973
Total	-1347,15	-1347150,00	154767,98	154767,98

ΔHR_{298} = -1239350 kJ/kmol

ΔHR_{total} = -1264336,6499 kJ/kmol

= -302183,7116 kkal/kmol

h. Data sifat katalis (V2O5)

Jenis : *Vanadium Phosphorus Oxide*

Ukuran D : 4,762 mm

Porositas : 0,38

Density : 3357 kg/m³

Bulk density : 1200 kg/m³

Bentuk : Pellet

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah *Tube*

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio Dp / Dt terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih Dp/Dt = 0,15 , karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar.

dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp = diameter katalisator

Dt = diameter *Tube*

Sehingga :

Dp/Dt = 0,15

Dp = 0,4762 cm

Dt = 0,4762/ 0,15 = 3,17 cm = 1,250 in

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 1,5 in = 3,81 cm

Outside diameter = 1,9 in = 4,826 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,61 in = 4,0894 cm

Flow area per pipe = 2,04 in^2

Surface per in ft = 0,4980 ft^2/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih N_{Re} = 2500

$$N_{R\,e} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{R\,e}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

μg = viskositas umpan = 0,0003 g/cm.det

Dt = Diameter *Tube* = 3,17 cm

$$G_t = \frac{(0{,}0003)(2500)}{3{,}17} = 0{,}2544 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2.\text{s}} = 9156{,}6456 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2.\text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

G = 5760,029669 gr/s

$At = \frac{5760{,}029669}{0{,}2544} = 22645{,}96412\ cm^2$

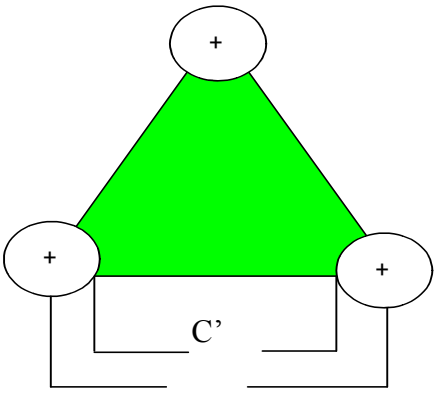
Luas penampang pipa $= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3{,}14}{4}\right) 4{,}0894^2$

$= 6{,}5639\ cm^2$

Jumlah pipa dalam reaktor $= \frac{22645{,}96412}{6{,}5636} = 3450$ buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan *Tube* disusun dengan pola triangular *pitch*.



Pt = 1,25 x ODt

= 1,25 x2,38 = 2,375 in

C' = P_T – OD

= 2,875 – 1,9 = 0,4750 in

$$IDs = \sqrt{\frac{4.Nt.P_T^2.0{,}866}{\pi}}$$

IDs = 602,4936 cm

Jadi diameter dalam reaktor = 602,4936 cm = 237,2022in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P.r}{f.E - 0{,}6.P} + C \qquad (Brownell\,, pers.13-1, p.254)$$

Dimana :

t_s = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

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

r = jari-jari dalam *shell*, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Stainless Steel SA 212 Grade 3 tipe 1959

E = 0,8

f = 15100 psi

C = 0,125

R = ID/2 = (237,2022/2) in

P = 49,9832 psi

Jadi P = (120/100)*P = 59,9798 psi

maka ts $= \frac{59,9798*(237,2022/2)}{15100*0,8-0,6*59,9798} + 0,125$

= 0,7156 in

dipilih tebal dinding reaktor standar 0,5 in

Diameter luar reaktor = ID + 2*ts

= 237,2022 + (2*0,5)

= 238,2022 in

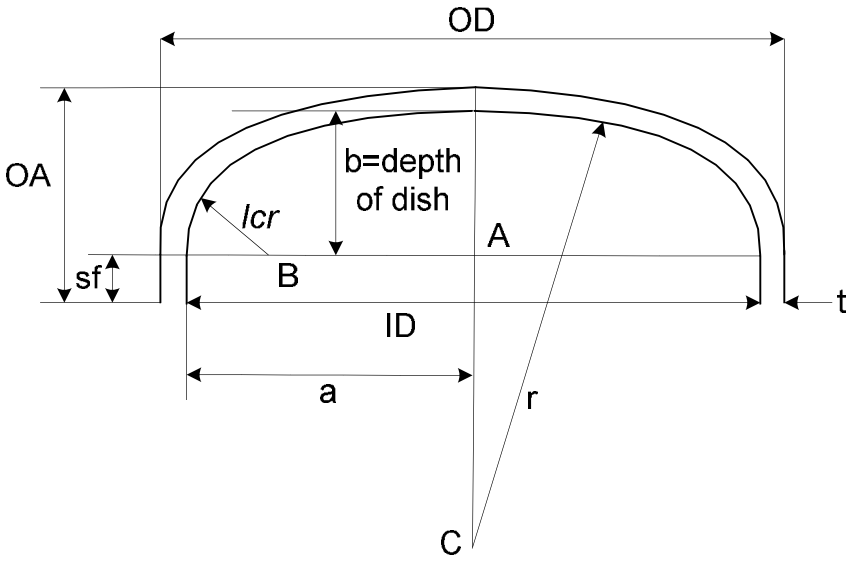
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 240 in.

5. Menghitung *head* reaktor

a. Menghitung tebal *head* reaktor

Bentuk *head* : Elipstical Dished *Head*

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

a = jari-jari dalam *head*

t = tebal *head*

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi *head*

sf = straight flange

OA = tinggi total *head*

Tebal *head* dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0{,}2.P} + C \qquad \text{(Brownell, 1979)}$$

P = tekanan design, psi = 59,9798 psi

IDs = diameter dalam reaktor, in = 237,2022 in

F = maksimum allowable stress, psi = 15100 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,8

C = faktor korosi, in = 0,125

maka th = $\frac{59{,}9798 * 237{,}2022}{2.15100.0{,}8 - 0{,}2 * 59{,}9798} + 0{,}125$

= 0,7142 in

dipilih tebal *head* reaktor standar 0,5 in

b. Menghitung tinggi *head* reaktor

ODs = 126 in

ts = 0,5 in

didapat : irc = 7,63 in

r = 120 in

a = IDs/2 = 63 in

AB = a – irc = 55 in

BC = r – irc = 112 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 98,0657 in

b = r – AC = 21,9343 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 0,5 in didapat sf = 1,5 – 4,5 in

perancangan digunakan sf = 3,5 in

Tinggi *head* reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

hH = th + b + sf

= (0,5 + 21,9343 + 3,5) in

= 25,9343 in

= 0,659 m

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang *Tube* + tinggi *head* top

HR =217,3230 in + 2x(25,9343) in

= 269,1916 in

= 6,8375 m

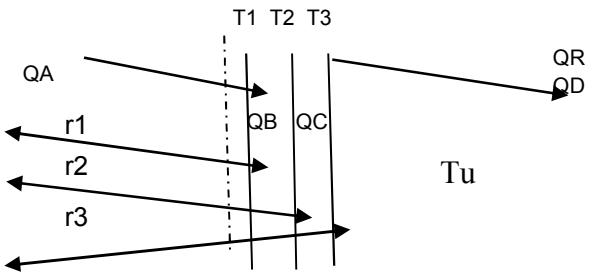
6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

a. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu pendingin rata-rata

b. Keadaan steady state QA=QB=QC=(QD+QR)

c. Suhu dinding luar isolasi isotermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

  * bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

    Kis = 0,17134 W/m.^{o}C

    ε = 0,96

  * stainless steel : ks = 40,843003 W/m.^{o}C

  * sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

    Tf = 3135,65

    υ = 0,00002

    k = 0,027433808 W/m.^{o}C

    Pr = 0,70433808

    β = 0,0032 K^{-1}

    μ = 0,000019 kg/m.s

    g = 9,8 m/s^{2}

$r_3 = r_2 + x$

r_1 = 1,5875 m

r_2 = 1,6002 m

L = 5,5200 m

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2.\pi.k_s.L.(T_1 - T_2)}{\ln\left(r_2 / r_1\right)} \qquad \text{.....(a)}$$

$$Q_C = \frac{2.\pi.k_{is}.L.(T_2 - T_3)}{\ln\left(r_3 / r_2\right)} \qquad \text{.....(b)}$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc.A.(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) \qquad \text{.....(c)}$$

Karena $Gr_L.Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1{,}31.(\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g.\beta.(T_3 - T_u).L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.A.(T_3^{\,4} - T_4^{\,4})$$

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.2.\pi.r_3.L.(T_3^{\,4} - T_4^{\,4}) \qquad \text{.....(d)}$$

$\sigma = 5{,}669 \times 10^{-8}$ w/m^2.k^4

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

T_2 = 623 K

Tebal isolasi (x) = 18,1539 cm

Tabel A.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor menggunakan metode euler

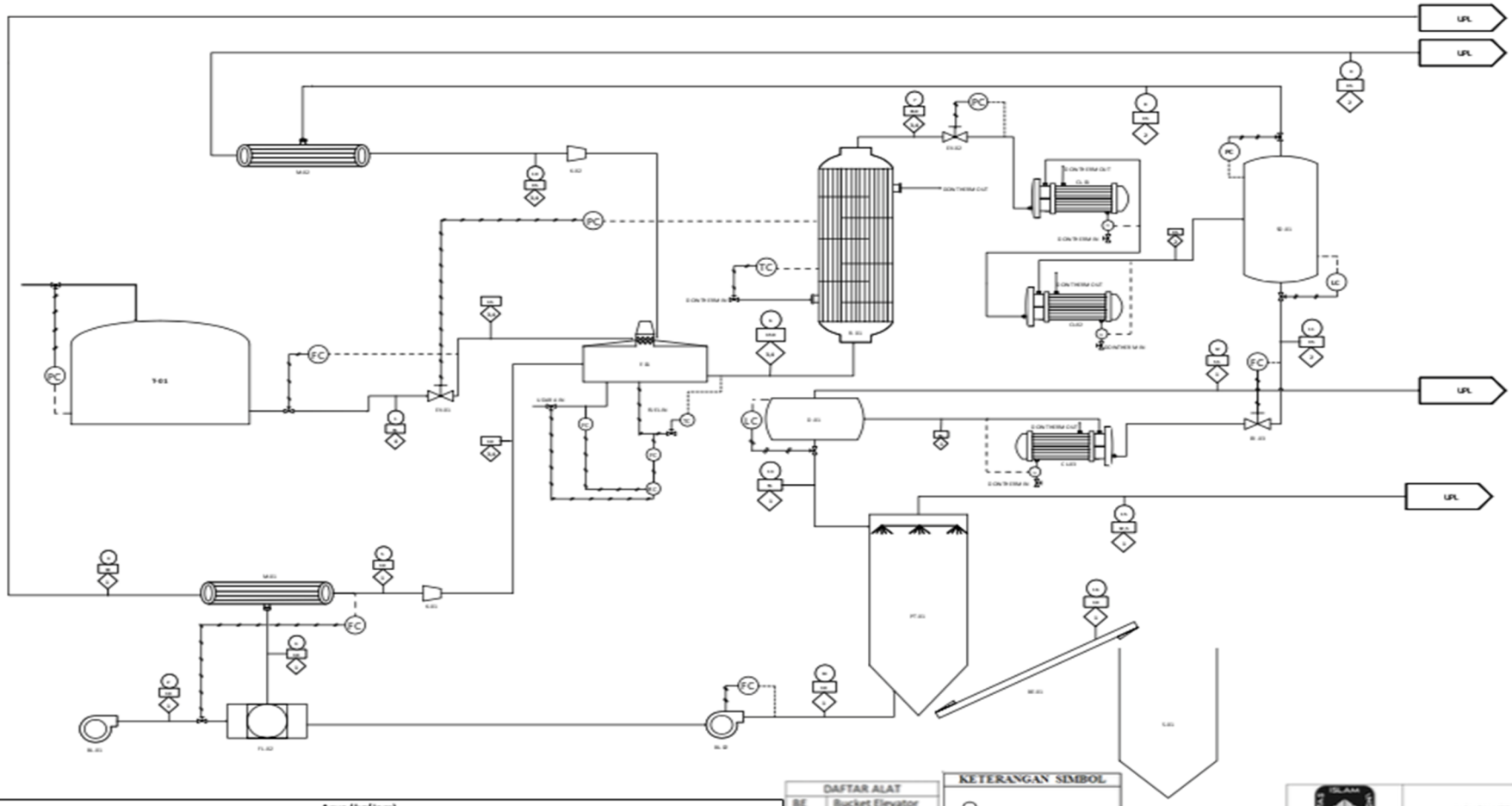
Δz	0,0100		
z (m)	**x**	**T (K)**	**Ts (K)**
0	0	623,15	293,15
0,0100	0,0023	623,0196	297,1976
0,0200	0,0046	622,8910	301,1680
0,0300	0,0069	622,7640	305,0638
0,0400	0,0092	622,6387	308,8871
0,0500	0,0115	622,5150	312,6403
0,0600	0,0137	622,3929	316,3254
0,0700	0,0160	622,2724	319,9443
0,0800	0,0182	622,1534	323,4991
0,0900	0,0205	622,0359	326,9915
5,4100	0,6728	612,0977	609,3993
5,4200	0,6734	612,0993	609,4213
5,4300	0,6741	612,1008	609,4430
5,4400	0,6747	612,1024	609,4646
5,4500	0,6754	612,1040	609,4861
5,4600	0,6761	612,1055	609,5073
5,4700	0,6767	612,1071	609,5284
5,4800	0,6774	612,1087	609,5494
5,4900	0,6780	612,1102	609,5702
5,5000	0,6787	612,1118	609,5908

Δz	0,0100		
z (m)	**x**	**T (K)**	**Ts (K)**
5,5100	0,6793	612,1134	609,6113
5,5200	0,6800	612,1150	609,6316
5,5300	0,6806	612,1166	609,6518
5,5400	0,6813	612,1182	609,6718
5,5500	0,6819	612,1198	609,6917
5,5600	0,6826	612,1214	609,7114
5,5700	0,6832	612,1230	609,7310
5,5800	0,6838	612,1246	609,7505
5,5900	0,6845	612,1262	609,7697
5,6000	0,6851	612,1278	609,7889
5,6100	0,6858	612,1294	609,8079
5,6200	0,6864	612,1310	609,8267
5,6300	0,6870	612,1326	609,8455
5,6400	0,6877	612,1342	609,8640
5,6500	0,6883	612,1358	609,8825
5,6600	0,6889	612,1375	609,9008
5,6700	0,6896	612,1391	609,9189
5,6800	0,6902	612,1407	609,9370

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK *MALEIC ANHYDRIDE* DARI BUTANA DAN UDARA

DENGAN KAPASITAS 40.000 TON PER TAHUN



KOMPONEN	Arus (kg/jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
C4H10	3514,886					4603,935	1089,028	1089,028		1089,028						
C5H12	18,490					18,490	18,490	18,490	18,490							
O2		17894,029	16113,702		1613,702	16113,702	8950,483	8950,483	8950,483					1790,327	1790,327	
N2		67315,633	60618,213	60618,213										6697,419	6697,419	
C4H2O3							5289,740				5289,740	264,487	5025,253			5025, 253
CO							455,184	455,184	455,184							
CO2							450,632	450,632	450,632							
H2O							4482,549	224,127	224,127		4258,422	4045,501	212,921		187,669	25, 253
Total	3533, 376	85209,662	76731,915	60618,213	1613, 702	20736, 107	20736,106	11187,944	10098,916	1089,028	9548,162	4309,988	5238,174	8477,746	8665,415	5050, 506

DAFTAR ALAT	
BE	Bucket Elevator
P	Pompa
FL	Filter
M	Membran
K	Kompressor
F	Furnace
R	Reaktor
CL	Cooler
SD	Separator Drum
D	Dekanter
PT	Prilling Tower
S	Silo

KETERANGAN SIMBOL

: Nomenclature
: Tekanan, atm
: Suhu, °C
: Control Valve
: Arus Sinyal Pneumatic
: Arus Sinyal Listrik
: Arus Proses

KETERANGAN INSTRUMEN	
FC	Flow Control
LC	Level Control
TC	Temperatur Control
WC	Weight Control

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK *MALEIC ANHYDRIDE* DARI BUTANA DAN UDARA
DENGAN KAPASITAS 40.000 TON PER TAHUN

Disusun Oleh :
1. Nisa Ridkia Fitri (14521242)
2. Rismita Anggraini Taufik (14521240)

Dosen Pembimbing :
1. Dra. Kamariah, M.S., C.Test. ATI
2. Achmad Chafidz Mas Said ,S.T., M.Sc

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Rianita Anggraini Taufik

No. MHS : 14521240

Nama Mahasiswa : Nisa Rizkia Fitri

No. MHS : 14521242

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BUTANA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 40 000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018

Batas Akhir Bimbingan : 10 ~~September 2018~~ Maret 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	19-03-2018	Penyerahan SK bimbingan dan Pengarahan.	
2	26-03-2018	Konsultasi terkait judul, proses dan kapasitas	
3	14-09-2018	Konsultasi hasil perhitungan Alat	
4	22-10-2018	Konsultasi evaluasi ekonomi	
5	29-10-2018	Konsultasi pembuatan PEFD pabrik	
6	5-11-2018	Revisi PEFD	
7	14-11-2018	Revisi Naskah	
8	15-11-2018	ACC Naskah.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 25 Maret 2018

Pembimbing,

Dra. Kamariah, M.S., C.Text. ATI.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Rianita Anggraini Taufik

No. MHS : 14521240

Nama Mahasiswa : Nisa Rizkia Fitri

No. MHS : 14521242

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BUTANA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018

Batas Akhir Bimbingan : 10 ~~September 2018~~ Maret 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	19-03-2018	Penyerahan SK bimbingan dan pengarahan	
2	28-03-2018	Konsultasi terkait judul, proses dan kapasitas	
3	30-08-2018	Konsultasi hasil perhitungan alat besar	
4	12-09-2018	Konsultasi hasil perhitungan alat kecil	
5	27-09-2018	Konsultasi utilitas pabrik	
6	18-10-2018	Konsultasi evaluasi ekonomi	
7	25-10-2018	Konsultasi pembuatan PEFD pabrik	
8	02-11-2018	Revisi PEFD	
9	06-11-2018	Revisi Naskah	
10	14-11-2018	Acc PEFD	
11	15-11-2018	Acc naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 15 November 2018

Pembimbing,

Achmad Chafidz Mas Sahid ,S.T., M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy