TA/TK/2015/30

PRA RANCANGAN PABRIK ETHYLENE DARI METHANOL KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

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

Oleh:

Nama : Agus Kurniawan
NIM : 11521065

Nama : Muhamad Yusup Supyandi N.O
NIM : 11521082

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

2015

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan dibawah ini:

Nama : Agus Kurniawan	**Nama : Muhammad Yusup**
No. Mahasiswa : 11521065	**No. Mahasiswa : 11521082**

Yogyakarta, 8 September 2015

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
Agus Kurniawan	Muhammad Yusup

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ETHYLENE
DARI METHANOL
KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama: Agus Kurniawan
No. Mhs: 11521065

Nama: M. Yusup Supyandi N.O
No. Mhs: 11521082

Yogyakarta, 8 September 2015

Pembimbing I,

Ir. Pratikno Hidayat., M.Sc.

Pembimbing II,

Dyah Retno Sawitri, ST., M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ETHYLENE
DARI METHANOL
KAPASITAS 100.000 TON/ TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : M. Yusup Supyandi N.O

No. Mahasiswa : 11521082

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

Yogyakarta, 30 Desember 2015

Tim Penguji,

Ir. Pratikno Hidayat., M.Sc : _____
Ketua

Ariany Zulkania,ST., M.Eng. : _____
Anggota I

Ir. Agus Taufiq., M.Sc : _____
Anggota II

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

Drs. Ir. Faisal RM, MSIE., Ph.D

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji dan syukur kehadirat Allah SWT, Tuhan pemilik jiwa dan semesta alam. Sholawat serta salam senantiasa tercurahkan kepada Nabi Muhammad SAW.

Alhamdulillah syukur tugas akhir ini dapat terselesaikan, tak terasa perjuangan di bangku kuliah menuju gelar S.T. telah berakhir.

Untuk itu secara khusus saya persembahkan karya ini untuk:

- Mama Rusmiati ibu terbaik yang selalu memberikan doa dan dukungan yang tak tergantikan
- Papa Hapzon atas dukungan dan kepercayaannya
- Adik tercinta Andrean Ilham yang selalu memberi semangat agar kakaknya segera cepat selesai
- Partner TA saya Muhammad Yusuf supyandi atas semua kesabaran, Dukungan yang dilakukan, ilmu serta pengalaman hidup yang diberikan
- Ayatullah dan Andry Septian yang telah menjadi partner KP dan Penelitian saya dalam perjalanan menuju kelulusan
- Yoga Tri Rizaldi, Aref Satria , Denny Dewanto, Mbah David, Andis , Dadi, Rama Sahabat terbaik dengan segala inspirasi dan tawa yang mereka berikan serta bantuan yang diberikan
- Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2011. Selalu sukses

(Agus Kurniawan)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sepanjang hidup hamba, yang tanpa lelah selalu menunjukkan jalan yang benar dan yang selalu mengingatkan hamba akan kewajiban sebagai hamba-Nya serta memberikan nikmat yang begitu berharga dan tak terhingga.

Alhamdulillah, tugas akhir ini dapat terselesaikan, namun ini bukanlah akhir dari segalanya dalam mencari ilmu.

Untuk itu secara khusus saya persembahkan karya ini untuk:

- Mimih dan Yayah, ayah dan ibu terbaik yang tak pernah lelah memberikan do'a, semangat, motivasi,ilmu, dukungan dan kepercayaan.
- Saudara-saudara yang saya cintai terutama Aa, Oci dan Nizar. Kalian adalah inspirasiku.
- Partner TA saya Agus Kurniawan atas semua kesabaran, dukungan, wawasan, serta ilmu dan waktu yang telah diberikan. Maafkan, saya sering merepotkan.
- Rohman sahabat terbaik yang selalu ada disaat suka maupun duka, terima kasih atas pelajaran dan pengalaman hidup yang telah diberikan. Teman-teman kontrakan;Ari, Zaky, Umam, Endhika, Prasda, Punta, Pak Major, Denny, Bagus, Wahyu, Tio, Ayatullah, Rama, Qisi, Mao, Dadi, dan Adi terima kasih atas pengalaman yang belum saya alami.

- Teman-teman CEMC terima kasih telah menjadi sahabat terbaik saya dalam bermain musik selama bangku kuliah serta pengalaman dan ilmu yang telah diberikan.
- Teman-teman terbaik seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2011. Selalu sukses.

(M. Yusup Supyandi N. O)

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum. Wr. Wb

Puji dan syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya. Sholawat dan salam ditujukan kepada junjungan kita nabi Muhammad SAW, beserta keluarga, sahabat dan pengemban dakwah sampai akhir zaman. Sehingga Laporan Tugas Akhir "Pra Rancangan Pabrik Ethylene dari Methanol Kapasitas 100.000 Ton/Tahun" ini dapat diselesaikan.

Tugas akhir ini ditujukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.

Pada kesempatan ini tidak lupa kami mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang menyertai dan meridhoi setiap jalan yang di lalui dan memberikan semua kemudahan yang di hadapi.
2. Nabi Muhammad SAW sebagai panutan dan tauladan serta ajaran-ajaran yang menjadi pedoman dalam setiap langkah kehidupan.
3. Dr. Drs. Imam Djati Widodo, M.Eng.Sc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ir. Faisal RM, MSIE., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ir. Bapak Pratikno Hidayat, M.Sc. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia

6. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.T. selaku pembimbing I tugas akhir. Penulis mengucapkan banyak terima kasih atas bimbingan dan arahan serta ilmu yang telah diberikan selama penulis melaksanakan tugas Akhir ini.
7. Ir. Agus Taufiq, M.Sc. selaku dosen penguji, terima kasih atas arahan dan motivasinya.
8. Ariany Zulkania, ST., M.Eng. selaku dosen penguji, terima kasih atas arahan dan bimbingannya,
9. Bapak dan Ibu kami yang telah memberikan motivasi, semangat serta do'a dan dengan penuh kasih sayang demi tercapainya cita-cita kami.
10. Segenap Dosen Fakultas Teknologi Industri khususnya dosen Teknik Kimia yang tidak pernah lelah untuk mendidik dan membimbing kami.
11. Rekan - rekan Teknik Kimia angkatan 2011, dengan segenap tawa yang mereka berikan.

Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu kritik dan saran penyusun harapkan demi kesempurnaan laporan ini.

Akhir kata penyusun berharap semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membacanya.

Wassalamu'alaikum. Wr. Wb.

Yogyakarta, 2015

PenulisS

LEMBAR MOTTO

Dikala hati gundah gulana. Maka Ingatlah Allah, karena dengan mengingat Allah, hati akan menjadi tenang dan tentram (Q.S. Ar- Ra'du 28)

Pangkal dari semua kebaikan di dunia maupun di akhirat adalah takwa kepada Allah SWT (Abu Sulaeman Addarani)

Ketika kamu terlalu berharap lebih kepada selain ALLAH, maka ALLAH akan timpahkan sakitnya rasa pengharapan itu, Karena ALLAH mencemburui rasa pengharapan terhadap selain Dia (Imam Syafi'i)

Jadaikanlah sabar sebagai makananmu dan ikhlas sebagai pakaianmu, niscaya hidup akan selalu bersyukur dan bahagia

Adakala orang paling buruk di masa lalu akan menjadi paling baik di masa depan, jika ia berintrospeksi diri dan memperbaiki diri dan menyesali kesalahannya (Umar bin Khatthab)

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL i

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN ii

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING iii

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI iv

LEMBAR PERSEMBAHAN v

KATA PENGANTAR viii

LEMBAR MOTTO x

DAFTAR ISI.....xi

DAFTAR TABEL xiv

DAFTAR GAMBAR..... xvi

DAFTAR LAMPIRAN xvii

ABSTRAK xviii

BAB I PENDAHULUAN

1.1 . Latar Belakang 1

1.2. Tinjauan Pustaka 3

1.2.1 *Methanol*.....3

1.2.2 *Ethylene*.....5

1.2.3 Pemilihan Proses.....10

1.3 Penentuaj Kapasitas.....10

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk 12

2.2. Spesifikasi Bahan Baku 14

2.3 Spesifikasi bahan pendukung 14

2.4 Pengendalian Kualitas.....15

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses 19

3.2. Spesifikasi Alat 23

3.3. Perencanaan Produksi 51

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik 52

4.1.1. Faktor Primer 52

4.1.2. Faktor Sekunder.....56

4.2. Tata Letak Pabrik 58

4.3. Tata Letak AlatProses 63

4.4. Alir Proses Dan Material.....66

4.4.1. Neraca Massa 66

4.4.2. Neraca Panas 69

4.4.3. Diagram alir kualitatif dan kuantittif 73

4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas) 75

4.5.1. Unit penyediaan air dan pengolahan air 75

4.5.2. Unit pembangkit steam 88

4.5.3. Unit pembangkit listrik 90

4.5.4. Unit penyedia bahan bakar 91

4.5.5. Unit penyediaan Instrumen Udara 92

4.5.6 Unit penyedia *Refrigerant*.....92

4.5.7. Spesifikasi Alat Utilitas 94

4.5.8. Perawatan 114

4.5.9. Unit Pengolahan Limbah 117

4.5.10. Laboratorium 118
4.6. Organisasi Perusahaan 119
4.6.1. Bentuk Perusahaan 119
4.6.2. Struktur Organisasi 122
4.6.3. Tugas dan Wewenang 123
4.6.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan 132
4.6.5. Status Karyawan dan Sistem Upah 133
4.6.6. Jumlah karyawan dan gaji 134
4.6.7. Kesejahteraan Karyawan 136
4.7. Evaluasi Ekonomi 137
4.7.1. Penaksiran Harga Alat 139
4.7.2. Dasar Perhitungan 141
4.7.3. Perhitungan Biaya 142
4.7.4. Analisa Kelayakan 144
4.7.5. Hasil Perhitungan 149
4.7.6. Analisa Keuntungan 156
4.7.7. Hasil Kelayakan Ekonomi 156
BAB V PENUTUP
5.1. Kesimpulan 159
5.2 Saran.....161
DAFTAR PUSTAKA
LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kebutuhan senyawa yang berbahan baku Ethylene.....2

Tabel 1.2 Produsen Methanol dan Kapsitas per tahun.....5

Tabel 1.3 Perbandingan Proses Pembuatan Ethylene.....10

Tabel 1.4 Perkembangan Impor Ethylene di Indonesia.....11

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Ethylene.....12

Tabel 2.2 Spesifikasi Produk Propylene.....13

Tabel 2.3 Spesifikasi Produk Methane.....13

Tabel 2.4 Spesifikasi Bahan Baku Methanol.....14

Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan pendukung larutan NaOH.....14

Tabel 2.6 Spesifikasi Bahan Pendukung Katalis 15

Tabel 3.1 Tebal Shell tiap Course Plate (TP-01).....39

Tabel 3.2 Tebal Shell tiap Course Plate (TP-04).....41

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....61

Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....66

Tabel 4.3 Neraca Massa pada *Separator Drum* 66

Tabel 4.4 Neraca Massa pada Reaktor.....67

Tabel 4.5 Neraca Massa pada Separator.....67

Tabel 4.6 Neraca Massa pada *Scrubber*.....68

Tabel 4.7 Neraca Massa pada Menara Distilasi (01) 68

Tabel 4.8 Neraca Massa pada Menara Distilasi (02) 69

Tabel 4.9 Neraca Panas pada *Separator Drum* 69

Tabel 4.10 Neraca Panas pada Reaktor.....70

Tabel 4.11 Neraca Panas pada Separator.....70

Tabel 4.12 Neraca Panas pada *Scrubber*.....71

Tabel 4.13 Neraca Panas pada Menara Distilasi (01) 72

Tabel 4.14 Neraca Panas pada Menara Distilasi (02) 72

Tabel 4.15 Kebutuhan air untuk *Steam* 86

Tabel 4.16 Kebutuhan air untuk Proses 87

Tabel 4.17 Kebutuhan air untuk Perkantoran dan Perumahan 88

Tabel 4.18 Jadwal Kerja tiap regu 133

Tabel 4.19 Daftar Gaji Karyawan 134

Tabel 4.20 Indeks Harga 139

Tabel 4.21 *Physical Plant Cost* 149

Tabel 4.22 *Direct Plant Cost* 150

Tabel 4.23 *Fixed Capital Invenstment* 150

Tabel 4.24 *Working Capital* 150

Tabel 4.25 *Direct Manufacturing Cost* 151

Tabel 4.26 *Indirect Manufacturing Cost* 152

Tabel 4.27 *Fixed Manufacturing Cost* 152

Tabel 4.28 *Total Manufacturing Cost* 153

Tabel 4.29 *General Expense*.....153

Tabel 4.30 *Total Production Cost* 153

Tabel 4.31 *Fixed Cost* 154

Tabel 4.32 *Variable Cost* 154

Tabel 4.33 *Regulated Cost* 155

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Layout Pabrik Ethylene kapasitas 100.000 ton per tahun.....62

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses.....65

Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif.....73

Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif.....74

Gambar 4.5 Diagram Alir Utilitas.....93

Gambar 4.6 Struktur Organisasi Pabrik Ethylene.....122

Gambar 4.7 Grafik BEP dan SDP.....158

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1. Perhitungan *Fluidized Bed Reactor*

Lampiran 2. Perhitungan *Menara Distilasi*

Lampiran 3. Gambar PEFD (*process engineering flow diagram)*

ABSTRAK

Kebutuhan akan jenis bahan dasar plastik terus mengalami peningkatan pada setiap tahun. *Ethylene* dan *propylene* merupakan bahan dasar pembuatan plastik. Di Indonesia, produksi *ethylene* sangat bergantung pada PT. Chandra Asri yang berkapasitas sekitar 700.000 ton per tahun, sedangkan kebutuhan *ethylene* di Indonesia sendiri mencapai 1,4 juta ton per tahun. Sehingga dengan latar belakang tersebut, topik yang diambil sebagai judul tugas akhir dan sebagai prasyarat untuk mendapatkan gelar sarjana adalah "*Pra Rancangan Pabrik Ethylene dari Methanol dengan Kapasitas 100.000 ton/tahun".*

Sumber bahan baku yang berasal dari pabrik *methanol* berada di Bontang Kalimantan Timur, oleh karena itu Pra rancangan pabrik *ethylene* dari bahan baku *methanol* didirikan di Bontang. Luas area pendirian pabrik yaitu 15.170 m^2 dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun, dengan bahan baku *methanol* sebanyak 218.235.600 kg/tahun. Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari dan 24 jam sehari dengan total 160 karyawan.

Ethylene diproduksi melalui proses *Methanol To Olefin (MTO process)* dengan bantuan katalis *SAPO-34.* Konversi reaksi yang digunakan sebanyak 99%. Produksi *ethylene* terjadi dalam reaktor *Fluidized Bed*, reaksi yang terjadi secara *endhotermis* dengan temperature 475 K dan tekanan 1,36 atm. Selain memproduksi *Ethylene*, terdapat produk samping yang terdiri dari *Methane* dan *Propylene*. Kebutuhan utilitas pada Pra Rancangan Pabrik *Ethylene* dari bahan baku *methanol* ini meliputi kebutuhan air sebanyak 1179373,658 kg/jam, kebutuhan bahan bakar sebanyak 5166,827 kg/jam, kebutuhan listrik sebanyak 1100,650 KWh dan kebutuhan udara tekan sebanyak 50,4 m^3/jam.

Hasil dari evaluasi ekonomi Pra Rancangan Pabrik Ethylene dari Methanol dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun bahwa pabrik yang didirikan membutuhkan *fixed capital* Rp 415.632.694.531; *working capital* Rp 242.422.401.507. Data tersebut menghasilkan kesimpulan bahwa pabrik *ethylene* ini memperoleh persen ROI 29%, DCFR 19,5%, BEP pada 45,05%, dan SDP pada 36,67%. Pabrik *ethylene* ini dianggap sangat menjanjikan walaupun membutuhkan modal yang cukup besar.

Kata kunci : *Ethylene, propylene, Methanol, MT*

ABSTRACT

The demand of plastic material increases every year. Plastic is mostly made out of ethylene and propylene. In Indonesia, ethylene production relies heavily PT Chandra Asri with a total production capacity of 700 000 tons per year, however the demand of ethylene in Indonesia reaches 1.4 million tons per year. Thus this topic was used in this thesis as a prerequisite to acquire a bachelor's degree. The title of the thesis is "Ethylene from ethanol plant design with a production capacity of 100 000 tons per year"

The raw materials come from a methanol plant in Bontang, East Kalimantan thus it is decided that the ethylene plant would be built in Bontang. The plant is to be built on 15 170 m^2 of land with a production capacity of 100 000 tons per annum from 218 236 tons of methanol. The plant will be operated for 330 days, 24 hours a day with a total of 160 employees.

Ethylene from methanol plant design with a production capacity of 100. 000 tons per year. Ethylene produced through is the Methanol to Olefin Process (MTO) with SAPO-34 catalyst.The convertion of reaction is 99%. Fluidized bed is used for ethylene production, the reaction occur an endothermic with temperature process is 475 K and pressure process is 1.36 atm. In addition ethylene production, there is a side product a methane and propylene. Utility needs on Plant Design Ethylene from Methanol comprise water needs 5166.827 kg/hour, fuel needs 5166.827 kg/hour, electricity needs 1100.650 kg/hour and air pressure 50.4 m^3/kg.

The results of economic evaluation on Ethylene Plant Design from Methanol with 100.000 ton Production Capacity per year shows that the plant has a fixed capital of Rp. 415.632.694.531 and working capital of Rp. 242.422.401.507. The data concluded that ROI is 29%, DCF is 19.5%, BEP is at 45,05% and SDP is at 34.67%. The ethylene plant is very promising despite its expensive budget.

Key word : ethylene, propylene, methanol,MTO

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Memasuki era perdagangan bebas Asia atau yang dikenal Masyarakat Ekonomi Asia (MEA), Indonesia dituntut dapat bersaing industri dengan negara Asia lainnya. Perkembangan industri di Indonesia diharapkan mampu menjaga stabilitas ekonomi dan menanggulangi pengangguran yang semakin meningkat, seiring dengan bertambahnya daya saing dari orang Asia yang dapat masuk bebas ke sektor industri Indonesia. Sektor industri kimia mempunyai peranan penting dalam hal kemajuan industri dikarenakan berkembang pesatnya teknologi dan riset-riset terbaru yang diharapkan mampu menunjang kemajuan industri kimia. Inovasi proses serta pembangunan pabrik baru bisa menjadi salah satu solusi untuk mengurangi daya impor terhadap produk luar dikarenakan kurangnya pasokan dari dalam negeri sementara kebutuhan terus meningkat, seperti tingginya kebutuhan *ethylene* sedangkan pasokannya yang tidak mencukupi. Oleh karena itu untuk itu pembangunan pabrik *ethylene* dapat menjadi salah satu solusinya.

Ethylene merupakan senyawa yang penting dalam industri kimia yang terdapat dalam gas alam, minyak bumi, batubara, serta senyawa alkanol terutama *etanol* dan *Methanol*. *Ethylene* digunakan di industri petrokimia sebagai bahan baku dasar kimia seperti *ethylene glycol, polyethylene,ethylene benzene,vinilclorida,*dan beberapa solven. Saat ini

produksi *ethylene* milik PT. Chandra Asri sekitar 600.000 ton/tahun, sedangkan kebutuhan Indonesia mencapai 1.000.000 ton lebih per tahun, sehingga Indonesia harus rela mengimpor demi mencukupi kebutuhan dalam negeri. Hal ini dapat dilihat pada tabel yang menunjukan kebutuhan *ethylene.*

Tabel 1.1 Kebutuhan senyawa yang berbahan baku *ethylene* di Indonesia

Tahun	Produksi *ethylene glicol*	Produksi *Polyethylene*
2006	249.658.344	470.000
2007	247.638.995	479.000
2008	321.971.922	425.000
2009	319.940.264	430750
2010	396.393.017	460.000

(Badan Pusat Statistik,2011)

Berdasarkan data pada tabel diatas dapat disimpulkan begitu tingginya daya impor *ethylene* dalam negeri dikarenakan pasar *ethylene* begitu luas, dimana produk tersebut merupakan bahan baku dasar dari beberapa produk kimia. Untuk itu pembangunan pabrik *ethylene* yang baru dapat menjadi solusi yang konkrit agar kebutuhan impor tidak terlalu tinggi, sehingga industri kimia yang berbasis bahan baku *ethylene* tetap dapat eksis dan terus beroperasi memenuhi kebutuhan konsumen dan yang pasti harga jual tidak terlalu mahal karena ketersediaan bahan baku yang mudah didapat.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 *Methanol*

Methanol (*metil alkohol*),dengan rumus CH_3OH, adalah cairan tak berwarna dengan bau alkohol karakteristik ringan. Pada Awalnya disebut kayu alkohol karena diperoleh dari distilasi kayu, saat ini komersial *Methanol* kadang-kadang disebut sebagai *Methanol* sintetis karena dihasilkan dari gas sintesis, campuran hidrogen dan karbon oksida, dihasilkan oleh berbagai sumber (Kirk & Othmer, 1981).

Methanol merupakan cairan polar yang dapat bercampur dengan air, alkohol – alkohol lain, *ester*, *keton*, *eter* dan sebagian besar pelarut organik. *Methanol* sedikit larut dalam lemak dan minyak. Secara fisika *Methanol* mempunyai afinitas khusus terhadap *karbon dioksida* dan *hidrogen sulfida*. Pada "keadaan atmosfer" ia berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan daripada *ethanol*). *Methanol* digunakan sebagai bahan pendingin anti beku, pelarut, bahan bakar dan sebagai bahan additif bagi *ethanol* industri.

Methanol dapat didehidrasi membentuk *dimetileter*, yang merupakan langkah awal pembentukan *light olefin* dengan bantuan katalis. Reaksi pembentukan *dimetileter :*

$$2\ CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$$

Pada industri migas, *Methanol* digunakan sebagai *antifreeze* dan sebagai *gas hydrate inhibitor* pada sumur gas alam dan pada pipa gas.

Produksi *Methanol* sintetis pertama dimulai pada tahun 1923 di BASF Leuna, Jerman, memanfaatkan katalis oksida seng-kromium. Aktivitas katalis ini akan dioperasikan pada 25-35MPa (250-350 atm) dan 320-4508C. Proses tekanan tinggi ini menderita modal yang tinggi dan energi kompresi biaya, ditambah dengan selektivitas katalis miski (Kirk & Othmer, 1981).

Methanol dapat diproduksi dari dua macam metoda yaitu metoda alamiah dengan cara ekstraksi atau fermentasi, dan metoda sintesis dengan cara sintesis gas hidrogen dan karbon dioksida atau oksidasi hidrokarbon atau dengan cara elektro/radiasi sintesis gas karbon dioksida. *Methanol* dapat diproduksi dari berbagai macam bahan baku seperti : gas alam, dan batu bara. Dari hasil penelitian menunjukkan bahwa *Methanol* paling ekonomis diproduksi dari gas alam dibanding dari batu bara. Biaya produksi *Methanol* dari gas alam sekitar 0,736 *USD/gallon* sedangkan dari batu bara sekitar 1,277 *USD/gallon*.

Sampai saat ini di Indonesia beroperasi dua kilang *Methanol* yaitu Kilang *Methanol* Bunyu milik PERTAMINA dan kilang milik PT Kaltim *Methanol* Industry di Bontang Kalimantan Timur. Kilang *Methanol* Bunyu berlokasi di kecamatan Bunyu Kabupaten Bulungan dioperasikan tahun 1985 oleh Pertamina UP V Balikpapan, namun pada tahun 1997 dialihkan

melalui Kontrak Kerjasama Operasi (KSO) kepada PT. Medco *Methanol* Bunyu.

Tabel 1.2 Produsen *Methanol*

Perusahaan	Status	Kapasitas Produksi (Tons/Year)	Proses Teknologi	Mulai Beroperasi
Medco *Methanol* Bunyu, PT	BUMN	330,000	Lurgi S.A	1986
Kaltim *Methanol* Industry, PT	PMDN	660,000	Lurgi S.A	1997
Total		990,000		

(Sumber: Data Consult,2009)

Produksi *Methanol* dari Indonesia diperuntukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, selebihnya diekspor ke Amerika, Korea, Jepang dan Taiwan. Saat ini kapasitas produksi *Methanol* dunia diperkirakan sekitar 12,5 milyar galon (37,5 juta ton) per tahun. Jika dilihat dari jumlah ini maka produksi *Methanol* Indonesia hanya sekitar 2,67% dari produksi dunia.

1.2.2 Ethylene

Ethylene (C_2H_4) adalah salah satu bahan kimia terbesar yang banyak digunakan industri petrokimia. *Olefin* ini digunakan untuk menghasilkan berbagai produk akhir seperti plastik, resin, serat, dll. *Ethylene* diproduksi terutama dari berbasis minyak bumi dengan metode *hydrothermal cracking*, meskipun metode alternatif juga mendapatkan pentingnya. *Ethylene* adalah molekul planar dengan jarak ikatan karbon-

karbon dari 0.134 nm, yang lebih pendek dari panjang ikatan C-C dari 0,153 nm yang ditemukan di *etana*. Jarak ikatan C-H adalah 0.110 nm, dan sudut ikatan adalah <HCH ¼ 117: 2 dan <HCC ¼ 121: 4 (Kirk & Othmer, 1981).

Permintaan akan *ethylene* semakin meningkat setiap tahun,pada tahun 2011 produksi *ethylene* global mencapai141 juta ton, sedangkan di Indonesia kebutuhan *ethylene* masih harus impor demi mencukupi permintaan dalam negeri. Saat ini *ethylene* diproduksi dengan beberapa proses antara lain :

1. Dehidrasi Ethanol

   Reaksi dehidrasi *ethanol* sebagian langsung menjadi *ethylene* dan *eter* dan sebagian menjadi produk lanjutan, seperti pada reaksi berikut:

   $C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2$

   $2\ C_2H_5OH \rightarrow 9(C_2H_5)_2O + H_2O \rightarrow 2C_2H_4 + H_2O$

   Reaksi terjadi dengan bantuan katalisator *alumina* aktifdan *asam fosfat*.Pembentukan *eter* terjadi pada suhu 230 ^oC sedangkan pada suhu 300-400 ^oC diperoleh etilen dengan kandungan *eter* minimum. Dari proses ini dapat diperoleh hasil yield 94-99% (Mc. Ketta, 1984).

Hasil samping yang berupa *aldehid, acid, hidrocarbon carbon dioksida* serta air yang berlebihan, harus diminimalisir. Reaksi dengan reaktor *Fixed bed* telah dikembangkan pada awal abad ini dan telah dikomersialisasikan di banyak negara, dan beberapa industri skala kecil yang masih beroperasi di Brasil dan India.

Dari sudut pandang ekonomi proses ini tergantung pada ketersediaan dan harga etanol. Volume produksi yang tinggi *ethylene* dari *ethanol*, yang berasal dari bahan baku difermentasi, biasanya tidak dapat bersaing dengan etilen yang dihasilkan dalam satuan *olefin* berbasis hidrokarbon besar. Proses ini, bagaimanapun, menawarkan beberapa keuntungan ke negara dengan bahan fermentasi berlimpah tetapi sumber daya hidrokarbon yang terbatas (Kirk & Othmer, 1981).

2. Thermal Cracking

Thermal cracking merupakan salah satu proses yang digunakan untuk produksi *ethylene*. *Thermal cracking* biasa digunakan untuk mengubah atau menyederhanakan faksi berat menjadi fraksi ringan. Proses *thermal cracking* berlangsung pada suhu 750-900^{o} C

Metode *thermal cracking pertama kali* ditemukan oleh insinyur Rusia Vladimir Shukhov, di kekaisaran Rusia.Reaksi

cracking propan menjadi *ethylene* dalam reaktor *furnace* merupakan reaksi komplek yang melibatkan banyak reaksi samping. Reaksi keseluruhan bisa dinyatakan dalam bentuk:

C_3H_8 ===> a H_2 + b CH_4 + c C_2H_4 + d C_2H_6 + e C_3H_6 + f C_4H_8 + g C_5

Hasil reaksi *cracking* yang keluar pada suhu 900°C kemudian didinginkan di *Quench tower* dengan menggunakan pendingin air dengan kontak langsung sehingga suhu akan turun drastis. Kemudian gas-gas ini melalui rangkaian proses kompresi dan pemisahan sehingga air yang ada akan berkurang. Kemudian diumpankan ke dalam menara pengering untuk menghilangkan kandungan air yang tersisa.

Metode *thermal cracking pertama kali* ditemukan oleh insinyur Rusia Vladimir Shukhov, di kekaisaran Rusia.

3. *Methanol* to Olefins (MTO)

Methanol to olefin tergolong proses yang berbiaya murah untuk memproduksi etilen dengan hasil samping berupa *propilen* dan *butene.* Proses MTO berlangsung secara *endotermis* dengan bantuan katalis SAPO-34.

$CH_3OH \leftrightarrow CH_3OCH_3 \rightarrow$ light olefin $\rightarrow C_2H_4$, C_3H_6, C_4H_8

Mekanisme utama dari reaksi MTO adalah pertama *Methanol* dikonversi menjadi *dimetileter*,hingga tercapai kesetimbangan yang

mengandung *Methanol, dimetileter* dan air. Kemudian campuran tersebut dikonversi menjadi olefin ringan yang terdiri dari *ethylene,propilen,*dan *buten*. Sedangkan jika *olefin* ringan direaksikan lebih lanjut maka akan membentuk *parafin,aromatik, naftena*, dan *olefin* yang lebih tinggi melalui transfer hidrogen, *alkilasi* dan *polikondensasi*.

(Stocker,1999)

4. Disproposionasi Propilen

Sebuah pabrik komersial memanfaatkan *disproporionasi propilena* menjadi *ethylene* dibangun pada tahun 1966 oleh Gulf Oil of Kanada Ltd memanfaatkan teknologi yang dikembangkan oleh Phillips.

$$2\ C_3H_6 \leftrightarrow C_2H_4 + C_4H_8$$

Karena reaksi di atas adalah tergolong reaksi reversibel sehingga dapat digunakan untuk menghasilkan baik *propilen* atau *ehylene* dan *butena* tergantung pada harga relatif. Misalnya, ketika *propilena* murah,maka *etilena* dan *butena* diproduksi. Lalu ketika *ethylene* murah dan ada permintaan yang tinggi untuk *propilen*, *ethylene dimerized* ke *butena* dan kemudian reaksi sebaliknya digunakan. Sebuah pabrik komersial berdasarkan reaksi sebaliknya telah dibangun di Gulf Coast.

(Kirk & Othmer, 1981)

1.2.3 Pemilihan Proses

Berdasarkan jenis-jenis proses pembuatan *ethylene* pasti terdapat perbandingan dari setiap proses untuk itu perlu ditentukan proses mana yang akan dipili,berikut tabel parameter proses

Tabel 1.3 Perbandingan Proses Pembuatan *Ethylene*

Parameter	Proses		
	Dehidrasi *Ethanol*	*Thermal Cracking*	*Methanol to Olefin*
Bahan baku	*Ethanol*	*Metana, etana, propana, nafta*	*Methanol*
Jenis Reaksi	Menggunakan Katalis	Tanpa Katalis	Menggunakan Katalis
Suhu	300-400°	650-900°	400-550°
Tekanan	1 atm	2-50 atm	1 atm
Segi ekonomi	Harga bahan baku lebih mahal dari produk	Harga gas yang mahal	Harga bahan baku lebih murah dari produk dan ketersediaannya banyak

Dari tabel diatas proses yang dipilih yaitu *Methanol to Olefin* dikarenakan harga bahan baku yang murah serta kondisi reaksi yang standar tidak terlalu membutuhkan suhu dan tekanan yang tinggi serta ketersediaan bahan baku ada.

1.3 Penentuan Kapasitas

Saat ini produsen *ethylene* milik PT. Chandra Asri sekitar 600.000 ton/tahun, sedangkan kebutuhan Indonesia mencapai 1 juta ton lebih per tahun, sehingga Indonesia harus rela mengimpor demi

mencukupi kebutuhan dalam negeri. Hal ini dapat dilihat pada tabel yang menunjukan kebutuhan impor *ethylene.*

Tabel 1.4 Perkembangan Impor *ethylene* Indonesia

Tahun	volume import (ton)
2009	666654,258
2010	589528,725
2011	674594,543
2012	716584,951
2013	628278,391

(Badan Pusat Statistik, 2014)

Berdasarkan data dari tabel yang disajikan diatas maka dilakukan regresi liniear untuk meramalkan seberapa besar kebutuhan *ethylene* diIndonesia tahun 2020. Setelah melakukan regresi liniear maka, diperoleh persamaan y = -9461105,1677 + 5030,4492X. Dari persamaan tersebut didapatkan kebutuhan *ethylene* tahun 2020 yakni sebesar 700402,2164 ton/tahun. Untuk memenuhi kebutuhan serta mengurangi ketergantungan impor yang berlebihan maka, ditentukan kapasitas pabrik *ethylene* sebesar 14,3% dari kebutuhan impor nasional atau sekitar 100.000 ton/tahun.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka pada mekanisme pembuatan *Ethylene* dirancang berdasarkan variabel utama yang terdiri dari : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk

Spesifikasi produk Ethylene disajikan pada Tabel 2.1 :

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Ethylene

Parameter	**Spesifikasi**
Fasa	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Rumus Kimia	C_2H_4
Berat Molekul	28.05 g/mol
Kemurnian	98%
Densitas	1.178 kg/m^3(15^{o}C)
titik didih	-103.7 ^{o}C
titik leleh	-169.2 ^{o}C
Temeperatur kritis	9,4 ^{o}C
Tekanan kritis	59,5 atm

Tabel 2.2 Spesifikasi Produk Propylene

Parameter	**Spesifikasi**
Fasa	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Rumus Kimia	C_3H_6
Berat Molekul	42.08 g/mol
Kemurnian	98%
Densitas	0.181 g/cm³
titik didih	-47,6 °C
titik leleh	–185,2 °C
Suhu Kritis	91,76°C
Tekanan Kritis	45,5 atm

Tabel 2.3 Spesifikasi Produk Methane

Parameter	**Spesifikasi**
Fasa	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Rumus Kimia	CH_4
Berat Molekul	16.04 g/mol
Kemurnian	98%
Densitas	0.4226 g/cm³
titik didih	-161,49 °C
titik leleh	–182,5 °C
Suhu Kritis	-82,42 °C
Tekanan Kritis	45,04 atm

(Wikipedia, 2015 dan yaws chemical properties)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi bahan baku disajikan pada Tabel 2.4 :

Tabel 2.4 Spesifikasi Bahan Baku Methanol

Parameter	Spesifikasi
Bentuk	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Rumus Kimia	CH_3OH
Berat Molekul	32.04 g/mol
Kemurnian	98%
Densitas	0.7918 g/cm³
titik didih	64.7 °C
titik leleh	–97 °C
Suhu Kritis	512.6 K
Tekanan Kritis	79,9 atm

(Wikipedia,2015)

2.3. Bahan Pendukung

Tabel 2.5 Spesifikasi Larutan NaOH

Parameter	Spesifikasi
Fasa	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Rumus Kimia	NaOH
Berat Molekul	39,99g/mol
Kemurnian	20%
Densitas	1,907g/cm³
titik didih	1390°C
Suhu Kritis	2547^0C
Tekanan Kritis	250 atm

(Wikipedia, 2015 dan yaws chemical properties)

Tabel 2.6 Spesifikasi Katalis SAPO-34

Parameter	Spesifikasi
Fasa	Padat
aperture	0,4 nm
densitas	1,25 g/cm^3
diameter	50 μm

2.4. Pengendalian Kualitas

2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan suatu aktivitas (manajemen perusahaaan) untuk menjaga dan mengarahkan agar kualitas bahan baku sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan sehingga proses produksi dapat berjalan dengan baik.

Dalam proses produksi ini diharapkan mampu menghasilkan produk dengan kualitas yang sesuai dengan standar yang telah ditentukan serta memenuhi jumlah produksi yang sesuai dengan rencana waktu yang tepat sesuai jadwal.

Kualitas suatu bahan dapat terjadi penyimpangan karena mutu bahan baku tidak baik (tidak memenuhi spesifikasi yang telah ditentukan), kesalahan operasi dan kerusakan pada alat sehingga akan menghambat kelancaran proses produksi dan kualitas produk yang dihasilkan tidak memenuhi standar yang telah ditentukan. Olehkarena itu pengendalian kualitas berperan untuk mencegah terjadinya penyimpangan pada kualitas produk. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil *monitoring* atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan.

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik ethylene ini meliputi

a. Pengendalian kualitas bahan baku

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

b. Pengendalian kualitas produk

   Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi ethylene.

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

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

2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari persiapan bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk

setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

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

Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

1. *Level Controller*

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

2. *Flow Rate Controller*

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

3. *Temperature Controller*

   Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu *actual* yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja.

2.4.3. Pengendalian Waktu Produksi

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

.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Pembuatan *ethylene* dengan metode *Methanol to Olefin* (*MTO process)* menggunakan bahan baku methanol yang didapat dari PT. Kaltim Metanol dan PT Medco metanol di Kalimantan Timur. *Methanol* tersebut dialirkan melalui pipa maupun melalui transportasi laut menuju ke *Plant site* yang ada

Pada prosesnya larutan *methanol* sebanyak 34443,750 kg/jam pada kondisi 30 ^{o}C dengan tekanan 1 atm yang berasal dari tangki penyimpanan dipompakan menggunakan pompa (P-01), untuk menaikkan tekanan menjadi 1,36 atm dan mengalirkan larutan menuju *vaporizer* (Vap-01) untuk diuapkan. Setelah itu, gas keluaran dari *vaporizer* pada suhu 66,8^{o}C dipisahkan didalam *separator* (SP-01), pemisahan yang terjadi berdasarkan perbedaan densitas senyawa dan fase. Cairan yang belum teruapkan menjadi hasil bawah *separator* yang dialirkan sebagai *recycle* umpan bahan baku yang menuju *vaporizer*, sedangkan hasil atas *separator* yang berupa gas dinaikkan suhunya menjadi 475 ^{o}C menggunakan *heater* (HE-01). Kemudian dicampur steam yang berasal dari unit utilitas menuju *fluidized bed reactor(Isothermal Reactor)* (R-01). Didalam reaktor gas tersebut bereaksi dengan bantuan katalis padat *Silicaluminophospate (SAPO-34)* yang berlangsung pada suhu 475 ^{o}C dan tekanan 1,36 atm. Komposisi campuran gas *methanol* dan *steam* yaitu

80%:20%, dengan konversi reaksi sebesar 99% (US Patent 5990369,1995).

Reaksi yang terjadi adalah :

$2CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$

$CH_3OCH_3 \rightarrow C_2H_4 + 2\ CH_3OH$

$2CH_3OH \rightarrow C_2H_4 + 2H_2O$

$C_2H_4 + CH_3OCH_3 \rightarrow C_3H_6 + CH_3OH$

$CH_3OH \rightarrow CO + 2\ H_2$

$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

$CH_3OH + H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$

Reaksi *methanol to olefin* yang berlangsung *endothermic* menghasilkan produk *ethylene* sebanyak 12626,3034 kg/jam. Gas hasil reaksi keluar dari reaktor dengan suhu 475 ^oC dan tekanan 1,35 atm, kemudian masuk ke *cyclone* untuk dipisahkan dari katalis padat yang mungkin ada yang terbawa arus gas keluar dari reaktor.

Gas yang keluar dari *cyclone* keluar dengan suhu 475 ^oC dan tekanan 1,35 atm kemudian didinginkan menggunakan *cooler* (CL-01), gas yang telah didinginkan keluar dari *cooler* dengan suhu 200 ^oC, kemudian diembunkan sebagian menggunakan *partial condenser* (PC-01). Senyawa

yang keluar berupa air dan metanol serta campuran gas dengan suhu 35 ^oC dan tekanan 1,35 atm. Campuran gas, air dan *methanol* kemudian dipisahkan menggunakan *separator* (SP-02). Gas yang keluar sebagai hasil atas *separator* kemudian menuju *scrubber*, sedangkan campuran air dan *methanol* yang keluar melalui bagian bawah *separator* dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

Hasil atas *separator* yang berupa gas di naikkan tekanannya menjadi 5 atm dengan *compressor* (C-01) dan dimasukkan kedalam *scrubber* untuk memisahkan kandungan CO dan CO_2 yang terkandung didalam campuran gas hasil reaksi tersebut. Didalam *scrubber* pemisahan CO dan CO_2 menggunakan NaOH,sehingga CO dan CO_2 bereaksi dengan NaOH, reaksi yang ter jadi

$$2NaOH + CO_2 \rightarrow Na_2CO_3 + H_2O$$

$$2NaOH + CO \rightarrow Na_2CO_3 + H_2$$

Hasil pemisahan didalam *scrubber* berupa Na_2CO_3 sebanyak 2319,3216 kg/jam dan air sebanyak 14200,375 kg/jam akan keluar lewat bagian bawah *scrubber* sedangkan H_2 dan campuran gas lainnya akan keluar melalui bagian atas *scrubber* dengan suhu 35^oC dan tekanan 5 atm yang kemudian menuju menara distilasi (MD-01).

Sebelum masuk ke menara distilasi,gas yang keluar dari *scrubber* dinaikkan tekanannya dengan *compressor* (C-02) menjadi 15 atm dan

didinginkan dengan *cooler* (CL-02) menggunakan *propane* sehingga suhunya menjadi -71,4893 ^{o}C. Didalam menara distilasi (MD-01) dipisahkan H_2 dan CH_4 yang terkandung dalam campuran gas. Hasil atas menara distilasi (MD-01) berupa H_2,CH_4 dan sedikit *ethylene* kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan *methane* (TP-02), sedangkan hasil bawah berupa campuran *liquid* yang terdiri dari *ethylene, propylene* dan sedikit *methane*.

Produk hasil bawah menara distilasi kemudian diumpankan ke menara distilasi (MD-02) dengan suhu -65,1927 ^{o}C dan tekanan 15 atm menggunakan pompa (P-03). Didalam menara distilasi (MD-02) ini dipisahkan antara *ethylene* dan *propylene.* Hasil atas dari MD-02 ini berupa *ethylene* yang kemudian dikondensasi lalu dialirkan ke tangki penyimpanan *ethylene* (TP-03) *menggunakan* pompa (P-04) dengan kondisi penyimpanan suhu -70,5373 ^{o}C dan tekanan 15 atm, sedangkan hasil bawah berupa *propylene* kemudian dinaikkan tekanannya menggunakan pompa(P-05) menjadi 15 atm dan dipanaskan sehingga suhu menjadi 20 ^{o} C lalu kemudian dipompakan (P-05) menuju tangki penyimpanan *propylene* (TP-04).

3.2. Spesifikasi Alat

Spesifikasi alat pada pabrik *ethylene* dirancang dengan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik *ethylene* dari *methanol* meliputi:

3.2.1. Reaktor (R-01)

Tugas :Tempat terjadinya reaksi antara *methanol* dengan katalis padat yang menghasilkan produk *ethylene* dan gas campuran sebanyak 12626,3034 kg/jam

Jenis : *Fluidized bed reactor*

Fase : Gas

Katalis : *Silicaluminophospate (SAPO-34)*

Kondisi Operasi : Isotermal

Tekanan = 1,36 atm

Suhu = 475^{o}C

Spesikasi :
- Diameter freeboard = 2,569 m
- Diameter zona reaksi = 1,517 m
- Tinggi = 8,089 m
- Tebal Shell = 0,375 in
- Tebal Head = 0,3125 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel SA 212 grade B*

Harga : $ 121860,5949

3.2.2. Menara Distilasi (MD-01)

Tugas : Memisahkan campuran antara H_2 dan CH_4 dengan C_2H_4 danC_3H_6 dengan kecepatan umpan 17892.193 kg/j

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi :

- Puncak Menara : Tekanan = 5 atm

  Suhu = -102.7913^oC

- Umpan : Tekanan = 5 atm

  Suhu = -77.6957^oC

- Dasar Menara : Tekanan = 5 atm

  Suhu = -65.1935^oC

Jumlah plate : 6

Spesifikasi :

Diameter menara = 0.4106 m

Tinggi = 5,51 m

Tebal Shell = 3/16 in

Tebal Head = ¼ in

Reflux Ratio : 1,441

Feed Plate : 1 dari bawah

Bahan : *Carbon SteelSA 178 Grade C*

Harga : $ 128048,916

3.2.3. Menara Distilasi (MD-02)

Tugas : Memisahkan campuran antara C_2H_4 dengan C_3H_6 dengan kecepatan umpan 17588.293 kg/j.

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi :

- Puncak Menara : Tekanan = 5 atm

  Suhu = -70,1908 ^oC

- Umpan : Tekanan = 5 atm

  Suhu = -65,1927 ^oC

- Dasar Menara : Tekanan = 5 atm

  Suhu = -11,9830^oC

Jumlah plate : 24

Spesifikasi :

Diameter menara= 1,0525 m

Tinggi = 16,5209 m

Tebal Shell = 7/16 in

Tebal Head = 7/16 in

Reflux Ratio : 0,1180

Feed Plate : 14 dari atas

Bahan : *Carbon SteelSA 178 Grade C*

Harga : $ 242467,044

3.2.4. Separator (SP-01)

Tugas : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer

Jenis : Tangki silinder *vertical*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1,36 atm

Suhu = 66,8^{o}C

Spesikasi : Diameter = 1,8288 m

Tinggi = 5,1033 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 6598,149

3.2.5. Separator (SP-02)

Tugas :Memisahkan campuran uap-cair *(methanol* dan air) yang keluar dari Partial Condenser.

Jenis : Tangki silinder *horizontal*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1,35 atm

Suhu = 35^{o}C

Spesikasi : Diameter = 3,0480 m

Tinggi = 6,6018m

Tebal Shell = 0,25 in

Tebal Head = 1,1250 in

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 8327,829

3.2.6. Scrubber (SCB-01)

Tugas :Menghilangkan gas CO dan CO2 dari campuran uap- yang keluar dari separator

Jenis : Tangki silinder *vertical*

Kondisi Operasi : Tekanan = 5 atm

Suhu = 35^{o}C

Spesikasi : Diameter = 0,7620 m

Tinggi = 5,0543 m

Tebal Shell = 0,25 in

Tebal Head = 0,1875 in

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 1365,6080

3.2.7. Vaporizer (Vap-01)

Tugas : Menguapkan *methanol* sebanyak 34443,75 kg/jam dari tangki penyimpanan bahan baku

Jenis: *Shell and Tube*

Beban Panas : 31865324 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 494,55 ft^2

Panjang : 18 ft

Shell Side

– Fluida Dingin : *Methanol*

–Ukuran :

- ID : 23 1/4 in
- Baffle : 4 2/3 in
- Passes : 2

Tube Side

– Fluida Panas : *Steam*

– Ukuran :

- OD,BWG : 1 ½ in, 18
- Jumlah tube : 70
- ID : 1,4 in
- Passes : 2
- Pitch : 1 7/8 in square pitch

– Dirt Factor min : 0,00304

– Dirt Factor available : 0,003

Catatatan : Vaporizer (Vap-01) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 75340,25606

3.2.8. Partial Condenser (PC-01)

Tugas : Mengembunkan sebagian *methanol* dan air sebanyak 34457,5540 kg/jam yang berasal dari reaktor

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 100689983,917 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 4177,264 ft^2

Panjang : 16 ft

Shell Side

– Fluida Dingin : *water*

–Ukuran :

- ID : 39 in
- Baffle : 35 1/9 in
- Passes : 1

Tube Side

– Fluida Panas : *light Organics* (Produk Reaktor)

- Ukuran :
  - OD,BWG :¼ in, 18
  - Jumlah tube : 1330
  - ID : 0,625 in
  - Passes : 2
  - Pitch : 0,9375 in triangular pitch
- Dirt Factor min : 0,003
- Dirt Factor available : 0,009

Catatatan : Partial Condenser (PC-01) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 113123,848

3.2.9. Condenser (CD-01)

Tugas : Mengembunkan *methana* sebanyak 238,258 kg/jam dari hasil atas MD-01

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 2540684,758 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 2708,388 ft^2

Panjang : 18 ft

Shell Side

- Fluida panas : *light organics*

−Ukuran :

- ID : 33 in

- Baffle : 26,4 in
- Passes : 1

Tube Side

- Fluida Dingin : *Propane (refrigerant)*
- Ukuran :
  - OD,BWG : 1 in, 16
  - Jumlah tube : 460
  - ID : 0,870 in
  - Passes : 2
  - Pitch : 1 ¼ in square pitch
- Dirt Factor min : 0,003
- Dirt Factor available: 0,0160

Catatatan : Condenser (CD-01) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 97692,711

3.2.10. Condenser (CD-02)

Tugas :Mengembunkan fluida sebanyak 12648,263 kg/jam dari hasil atas MD-02

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 3234300,407 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 382,0528 ft^2

Panjang : 16 ft

Shell Side

– Fluida panas : *light organics*

–Ukuran :

- ID : 19 ¼ in
- Baffle : 15 2/5 in
- Passes : 1

Tube Side

– Fluida Dingin : *water brine*

– Ukuran :

- OD,BWG : 1 ¼ in, 16
- Jumlah tube : 73
- ID : 1,12 in
- Passes : 2
- Pitch : 1 9/16 in square pitch

– Dirt Factor min : 0,003

– Dirt Factor available: 0,0172

Catatatan : Condeser (CD-02) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 25302,525

3.2.11. Accumulator (ACC-01)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi *methane* dari Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 303,898756kg/jam

Jenis : Tangki Silinder *Horizontal, Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi :
- Kapasitas : 39.0089ft^3
- Diameter : 2.1116ft
- Panjang : 12.6697ft
- Tebal Shell : $5/8$ in
- Tebal Head : $5/8$in

Harga : $ 3291,655

3.2.12.Accumulator (ACC-02)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi *ethylene* dari Menara Distilasi (MD-02) sebanyak 12648.26kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi : - Kapasitas : 195.8256ft^3

- Diameter : 3.6156ft

- Panjang : 21.6937 ft

- Tebal Shell : $^1/_4$ in

- Tebal Head : $^5/_{16}$in

Harga : $ 8416,679

3.2.13. Reboiler (RB-01)

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 17588,293 kg/jam dari hasil atas MD-02

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 4254421,505 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 13,7099 ft^2

Panjang : 15 ft

Inner Pipe Side

– Fluida dingin : *light organics*.hasil bawah MD-01

–Ukuran :

- ID : 2,067 in
- Passes : 1

Annulus Side

– Fluida Panas : *Steam*

– Ukuran :

- OD : 3,068 in
- ID : 2,38 in
- Jumlah hairpin : 6

- Dirt Factor min : 0,003
- Dirt Factor available : 0,103

Catatatan : Reboiler (RB-01) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 5900,140

3.2.14. Reboiler (RB-02)

Tugas :Mengembunkan fluida sebanyak 4940,031 kg/jam dari hasil atas MD-02

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 9954218,48 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 412,146 ft^2

Panjang : 14 ft

Shell Side

– Fluida dingin : *light organics*

–Ukuran :

- ID : 21 ¼ in
- Baffle : 8 ½ in

- Passes : 1

Tube Side

- Fluida panas : *Steam*
- Ukuran :
  - OD,BWG : 1 ¼ in, 16
  - Jumlah tube : 90
  - ID : 1,12 in
  - Passes : 2
  - Pitch : 1 9/16 in square pitch
- Dirt Factor min : 0,003
- Dirt Factor available : 0,0057

Catatatan : Reboiler (RB-02) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 38804,770

3.2.15. Heater (HE-01)

Tugas : Memanaskan *methanol* sebanyak 27555 kg/jam dari separator drum

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 15853232,776 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 301,44 ft^2

Panjang : 16 ft

Shell Side

– Fluida Dingin : *Methanol*

–Ukuran :

- ID : 19 ¼ in
- Baffle : 3 6/7 in
- Passes : 1

Tube Side

– Fluida Panas : *Steam*

– Ukuran :

- OD,BWG : 1 in, 18
- Jumlah tube : 76
- ID : 1,40 in
- Passes : 2
- Pitch : 1 7/8 in square pitch

– Dirt Factor min : 0,003

– Dirt Factor available : 0,0033

Catatatan : Heater (HE-01) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 20742,389

3.2.16. Heater (HE-02)

Tugas : Memanaskan *Propylene* sebanyak 4940,031 kg/jam dari reboiler

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 9954218,479 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 256,446 ft^2

Panjang : 14 ft

Shell Side

– Fluida Dingin : *light organics (propylen dan ethylene)*

–Ukuran :

- ID : 17 ¼ in
- Baffle : 3 4/9 in
- Passes : 1

Tube Side

– Fluida Panas : *Steam*

– Ukuran :

- OD,BWG : 1 ¼ in, 18
- Jumlah tube : 56
- ID : 1,15 in
- Passes : 2
- Pitch : 1 9/16 in square pitch

– Dirt Factor min : 0,003

– Dirt Factor available : 0,0065

Catatatan : Heater (HE-02) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 16679,234

3.2.17. Cooler (CL-01)

Tugas : Mendinginkan gas campuran sebanyak 34457,5540 kg/jam yang berasal dari reaktor

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 10990475,575 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 277,3808 ft^2

Panjang : 16 ft

Shell Side

– Fluida Dingin : *water*

–Ukuran :

- ID : 17 ¼ in
- Baffle : 13 4/5 in
- Passes : 1

Tube Side

– Fluida Panas : *light organics*(Produk hasil reaktor)

– Ukuran :

- OD,BWG : 1 ¼ in, 18

- Jumlah tube : 53
- ID : 1,15 in
- Passes : 2
- Pitch : 1,5625 in square pitch

– Dirt Factor min : 0,003

– Dirt Factor available : 0,0112

Catatatan : Cooler (CL-01) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 18494,672

3.2.18. Cooler (CL-02)

Tugas :Mendinginkan gas campuran sebanyak 34457,5540 kg/jam yang berasal dari scrubber

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 4243380,085 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 664,667 ft^2

Panjang : 16 ft

Shell Side

– Fluida Dingin : *propane (refrigerant)*

–Ukuran :

- ID : 23 ¼ in
- Baffle : 16,275 in
- Passes : 1

Tube Side

- Fluida Panas : *light organics* (hasil atas scrubber)
- Ukuran :
  - OD,BWG : 1 ¼ in, 18
  - Jumlah tube : 127
  - ID : 1,15 in
  - Passes : 1
  - Pitch : 1,5625 in square pitch
- Dirt Factor min : 0,003
- Dirt Factor available : 0,0108

Catatatan : Cooler (CL-02) memenuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 64334,224

3.2.19. Cooler (CL-03)

Tugas :Mendinginkan gas campuran sebanyak 34457,5540 kg/jam yang berasal dari kompressor.

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 886793,65 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 234,572 ft^2

Panjang : 16 ft

Shell Side

– Fluida Dingin : *water*

–Ukuran :

- ID : 13 ¼ in
- Baffle : 10 3/5 in
- Passes : 1

Tube Side

– Fluida Panas : *light organics* (Produk hasil reaktor)

– Ukuran :

- OD,BWG : 1 in, 16
- Jumlah tube : 56
- ID : 0,870 in
- Passes : 2
- Pitch : 1,25 in square pitch

– Dirt Factor min : 0,003

– Dirt Factor available : 0,0057

Catatatan : Cooler (CL-01) memnuhi syarat krn Rd available ≥ 0,003

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : $ 14750,351

3.2.20. Cyclone (CYN-01)

Tugas :Memisahkan sisa-sisa padatan katalisdan produk gas yang keluar dari reaktor

Jenis : Tangki silinder *vertical*

Kondisi Operasi : -Tekanan = 1,36 atm

- Suhu = 475 ^{o}C

Spesikasi : Diameter = 1,396 m

Tinggi = 4,888 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Bahan : *Carbon steel SA 212 grade B*

Harga : $ 4652,033

3.2.21. Tanki Penyimpanan Bahan baku (TP-01)

Tugas :Menyimpan bahan baku *methanol* selama 7 hari

Jenis :Tangki silinder tegak dengan *conical dished head*

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1atm

Suhu = 30 ^{o}C

Spesikasi : Diameter = 30,49m

Tinggi = 10,98 m

Tebal Head = 0,875 in

Jumlah : 1 buah

Tabel 3.1 Tebal shell tiap course plate (T-01)

No Plate course	H (ft)	T_s Hitung (in)	T_s Standar (in)
1	36	0,7985	0,8750
2	30	0,6831	0,7500
3	24	0,5676	0,6250
4	18	0,4521	0,5000
5	12	0,3367	0,3750
6	6	0,2212	0,2500

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 421648,0043

3.2.22. Tangki penyimpanan Methane (TP-02)

Tugas : Menyimpan produk *methane* selama 3 hari

Jenis :Tangki *Spherical*

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 15 atm

Suhu = -134,108 ^{o}C

Spesikasi : Diameter = 4,925m

Tebal tangki = 1,5 in

Bahan Isolasi = Asbestos

Tebal Isolasi = 12 cm

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 64783,00879

3.2.23. Tangki Penyimpanan Ethylene (TP-03)

Tugas : Menyimpan produk *ethylene* selama 4 hari

Jenis : Tangki *Spherical* (Tangki Bertekanan)

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 15 atm

Suhu = -70,437 ^{o}C

Spesikasi : Diameter = 17,50 m

Tebal Head = 6 in

P *design* = 16.967 atm

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 241505,0566

3.2.24. Tangki Penyimpanan Propylene (TP-04)

Tugas :Menyimpan produk *propylene* selama 4 hari

Jenis :Tangki silinder tegak dengan *eliptical dished head* (Tangki Bertekanan)

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 15 atm

Suhu = 20 ^{o}C

Spesikasi : Diameter = 9,15 m

Tinggi = 10,98 m

Tebal Head = 4 1/2 in

P *design* = 17.0413 atm

Jumlah : 1 buah

Tabel 3.2 Tebal shell tiap course plate (T-04)

No Plate course	H (ft)	T_s Hitung (in)	T_s Standar (in)
1	36	0,2461	0,2500
2	30	0,2253	0,2500
3	24	0,2046	0,2500

Tabel 3.2 Tebal shell tiap course plate (T-04) (Lanjutan)

4	18	0,1838	0,1875
5	12	0,1631	0,1875
6	6	0,1423	0,1875

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : $ 144719,127

3.2.25. Pompa (P-01)

Tugas :Mengalirkan cairan dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-01) menuju Vaporizer

Jenis : Centrifugal pump, *Mixed flow impeller*

Head : 4.0359 m

Debit : 52,800 m^3/jam

PowerMotor : 1 HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : $ 663,577

3.2.26. Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan cairan dari *Accumulator* menuju tangki penyimpanan (TP-02)

Jenis : Centrifugal pump, *Radial flow Impeller*

Head : 1,3644 m

Debit : 0,8669 m^3/jam

PowerMotor : 0,0500HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : $ 56,376

3.2.27. Pompa (P-03)

Tugas : Mengalirkan *ethylene* dan *propylene* dari MD-01 menuju MD-02

Jenis : Centrifugal pump, *Axial flow Impeller*

Head : 0.8123m

Debit : 39,4134 m^3/jam

PowerMotor : 0,2500 HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : $ 556,795

3.2.28. Pompa (P-04)

Tugas : Mengalirkan cairan dari tangki menuju tangki penyimpana (TP-04)

Jenis : *Centrifugal pump,Mixed flow Impeller*

Head : 2.2563m

Debit : 29,2006 m^3/jam

Power Motor : 0,2500 HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : $ 465,097

3.2.29. Pompa (P-05)

Tugas : Menaikkan tekanan cairan dari tangki menuju tangki penyimpanan (TP-05)

Jenis : *Centrifugal pump,Radial flow Impeller*

Head : 2.8162m

Debit : 12,3212 m^3/jam

PowerMotor : 0,1667 HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : $ 277,141

3.2.30. Pompa (P-06)

Tugas : Mengalirkan *propylene* dari tangki menuju tangki penyimpanan (TP-04)

Jenis : *Centrifugal pump, Radial flow Impeller*

Head : 2.7147m

Debit : 12,3212 m^3/jam

PowerMotor : 0,1667HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : $ 277,141

3.2.31. Compressor (C-01)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan gas dari 1,35 atm menjadi 5atm.

Jenis : *Centrifugal compressor*

Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*

Suhu Operasi : T masuk : 308^{O}C

T keluar : 308^{O}C

PowerMotor : 40 HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : $ 48909,909

3.3. Perancangan Produksi

3.3.1. Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Penentuan kapasitas sangat berkaitan dengan kebutuhan akan produk dan ketersediaan bahan baku. Bahan baku yang digunakan berupa *methanol* yang didapat dari pabrik *methanol* yang ada di kalimantan timur seperti PT. Kaltim Methanol, PT. Medco Bunyu Methanol. banyaknya sumber penyuplai bahan baku membuat ketersediaan bahan baku tidak perlu diragukan lagi, apalagi produksi PT Kaltim Methanol yang mencapai 660000 ton/tahun ,maka stok bahan baku dipastikan aman.

3.3.2. Analisis Kebutuhan Alat Proses

Kebutuhan akan alat proses ditinjau dari proses reaksi,kemampuan alat, umur alat serta cara perawatannya. Oleh karena itu analisis kebutuhan alat dapat membantu dalam penyusunan anggaran yang diperlukan oleh sebuah pabrik baik untuk pembelian alat, luas tanah serta perawatan alat.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Ketepatan dalam memilih lokasi pabrik sangat menetukan kelangsungan dan perkembangan pabrik tersebut,baik menyangkut produksi maupun distribusi. Ada beberapa pilihan lokasi yang dapat dijadikan tempat berdirinya pabrik antara lain Balikpapan, Pulau Bunyu serta Bontang yang terletak di Provinsi Kalimantan Timur. Dari beberapa pilihan lokasi maka ditetapkan daerah Bontang yang akan menjadi lokasi berdirinya pabrik, hal ini mengacu pada beberapa faktor yang dapat dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang dapat berjalan dengan baik serta memperoleh keuntungan.

4.1.1. Faktor Primer

Faktor primer merupakan faktor yang berpengaruh secara langsung terhadap tujuan utama berdirinya pabrik. Tujuan utama dari suatu pabrik yang terdiri dari produksi dan distribusi. Adapun yang tergolong faktor-faktor primer dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

a. Letak sumber bahan baku

Pendirian suatu pabrik sebaiknya dekat dengan sumber bahan baku yang bisa berasal dari pabrik lain maupun dari alam. Hal ini dikarenakan untuk memudahkan dalam operasional pabrik karena pengadaan bahan baku yang lancar, sehingga proses produksi dan distribusi tidang terganggu. Selain itu dekatnya jarak pabrik dengan suber bahan baku sangat membantu dalam mengurangi biaya transportasi. Disini sumber bahan baku berasal dari PT. Kaltim metanol yang berlokasi di Bontang sehingga jarak antara pabrik dengan sumber bahan baku cukup dekat

b. Pemasaran produk

Pemasaran produk merupakan salah satu tujuan dari suatu pabrik guna memperoleh keuntungan. Pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan yang dapat menjamin kelangsungan pabrik. Daerah Bontang dikenal juga sebagai daerah industri, hal ini dikarenakan banyanya industri besar disana ntaralain PT. Pupuk Kaltim, PT. LNG Badak serta sumber bahan baku sendiri PT Kaltim metanol. Dekatnya bontang dengan laut membuat pemasaran ke berbagai daerah sangat mudah baik ke Jawa

yang dikenal sentra industri plastik yang berbahan baku *ethylene*

c. Utilitas

Utilitas yang berfungsi sebagai sarana penunjang operasional pabrik sangat dibutuhkan terutama air dan listrik. Kebutuhan air bisa didapat dari sungai, danau ataupun waduk. Di Bontang sendiri terdapat sungai yang merupakan aliran dari sungai sangatta sehingga untuk keperluan air terjamin aman. Air disini diperlukan untuk pembangkit steam ,sanitasi serta media pendingin. Untuk listrik sendiri dikarenakan Bontang merupakan daerah industri maka pasokan listrikpun pasti tersedia.

d. Iklim serta letak geografis

Beberapa hal yang perlu diperhatikan pada faktor ini yaitu:

- Keadaan lingkungan alam,lingkungan berbukit berair (rawa) akan memperbesar biaya pembangunan pabrik
- Kecepatan angin, hal ini berpangaruh terhadap keamanan alat yang memiliki ketinggian besar
- Letak georafis, faktor ini sangat penting apakah lokasi pendirian pabrik tergolong rawan bencana seperti banjir, tanah longsor, gempa bumi maupun tsunami.

Melihat bebrapa faktor diatas wilayah Bontang tergolong aman untuk dijadikan lokasi pembangunan pabrik, karena wilayah Kalimantan Timur tergolong wilayah yang jarang terjadi bencana alam.

e. Transportasi

Untuk mempermudah jalannya operasional pabrik maka transportasi menjadi hal yang sangat penting, karena mempengaruhi proses produksi dan distribusi, seperti akses karyawan menuju pabrik, akses pemasaran produk baik lewat laut maupun darat. Di Bontang untuk akses transportasi sangat memadai baik untuk karyawan maupun proses distribusi, karyawan dapat melalui perjalanan darat sedangakan untuk pemasaran dapat lewat darat untuk wilayah Kalimantan sedangkan untuk wilayah diluar Kalimantan khususnya Pulau Jawa dapat melalui laut karena diBontang memiliki pelabuhan laut yang memakan waktu sekitar 2 sampai 3 hari menuju Pulau Jawa.

f. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian lainnya sarjana. Untuk tenaga

diambil dari daerah setempat dan sekitar sedangkan untuk sarjana dapat berasal dari seluruh universitas di Indonesia.

4.1.2. Faktor Sekunder

Faktor sekunder merupakan faktor yang berperan tidak secara langsung dalam proses di suatu industri,akan tetapi faktor tersebut sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dan distribusi suatu pabrik. Adapun faktor-faktor sekunder antara lain:

a. Perluasan Area Unit

Adanya ruang yang diberikan untuk perluasan area pabrik sangat dibutuhkan jika dimasa yang akan datang pabrik berencana meningkatkan kapasitas produksi, sehingga setiap pabrik harus menyiapkan ruang untuk rencana perluasan.

b. Masalah Limbah

Limbah merupakan zat sisa yang tidak terpakai lagi disuatu industri. Limbah sendiri terbagi tiga yaitu:

1. Limbah padat
2. Limbah cair
3. Limbah gas

Pembuangan limbah harus menjadi perhatian yang serius, terutama mengenai dampak dari limbah tersebut ke lingkungan serta terhadap kesehatan masyarakat sekitar. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan limbah yaitu:

- Metode penanganan limbah yang tempat dan efisien, sehingga tidak mencemari lingkungan
- Anggaran biaya yang diperlukan untuk mengolah limbah
- Sistem pembuangan limbah tersebut

c. Perizinan

Perizinan suatu industri meliputi izin mendirikan bangunan, pajak, serta undang-undang setempat. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam mengurus perizinan antara lain:

1. Sistem birokrasi daerah setempat
2. Undang-undang yang berlaku di daerah setempat
3. Pejabat daerah setempat

d. Sosial masyarakat

Suatu Pabrik dapat dikatakan bermanfaat bagi masyarakat lokal apabila hubungan antara pabrik dengan masyarakat berjalan dengan baik,Seperti terserapnya tenaga kerja lokal, pembangunan infrastruktur jalan raya sehingga masyarakat cukup dapat merasakan dampak positif dengan adanya pabrik didaerah mereka

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dadi bagian-bagian parik yang terdiri dari perencanaan kebutuhan ruangan untuk semua aktivitas didalam pabrik yang meliputi kantor dan administrasi, tempat alat dan proses, utilitas, gudang tempat penyimpanan produk dan bahan baku, taman , tempat parkir dan semua fasilitas yang ada hubungannya dengan keseluruhan bagian dari pabrik. Secara garis besar ada beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam layout pabrik antara lain:

a. Tersedianya tanah atau ruang untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang .

b. Adanya ruang atau area berkumpul saat terjadi bencana alam maupun kebakaran

c. Kelancaran distribusi utility (air, steam, listrik, bahan bakar serta bahan pendukung lainnya).

d. Kondisi cuaca serta iklim sekitar pabrik

e. Letak unit pengolahan limbah yang tepat

f. Adanya *disposal well* jika memang air yang berlebih terlalu banyak

Beberapa bagian-bagian utama dari layout pabrik, yaitu:

4.2.1. Daerah administrasi, perkantoran serta laboratorium

Daerah administrasi dan perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi dan bisnis yang mengatur kelancaran birokrasi, administrasi serta jual beli produk dan bahan baku. Laboratorium merupakan sebagai pusat pengendalian serta penelitian dalam mengembangkan mutu kualitas dan kuantitas produk.

4.2.2. Daerah proses dan ruang kontrol

Daerah proses merupakan area tempat alat proses yang digunakan untuk menghasilkan produk. Ruang kontrol merupakan tempat untuk memantau dan mengontrol jalannya proses.

4.2.3. Daerah utilitas dan pembangkit listrik

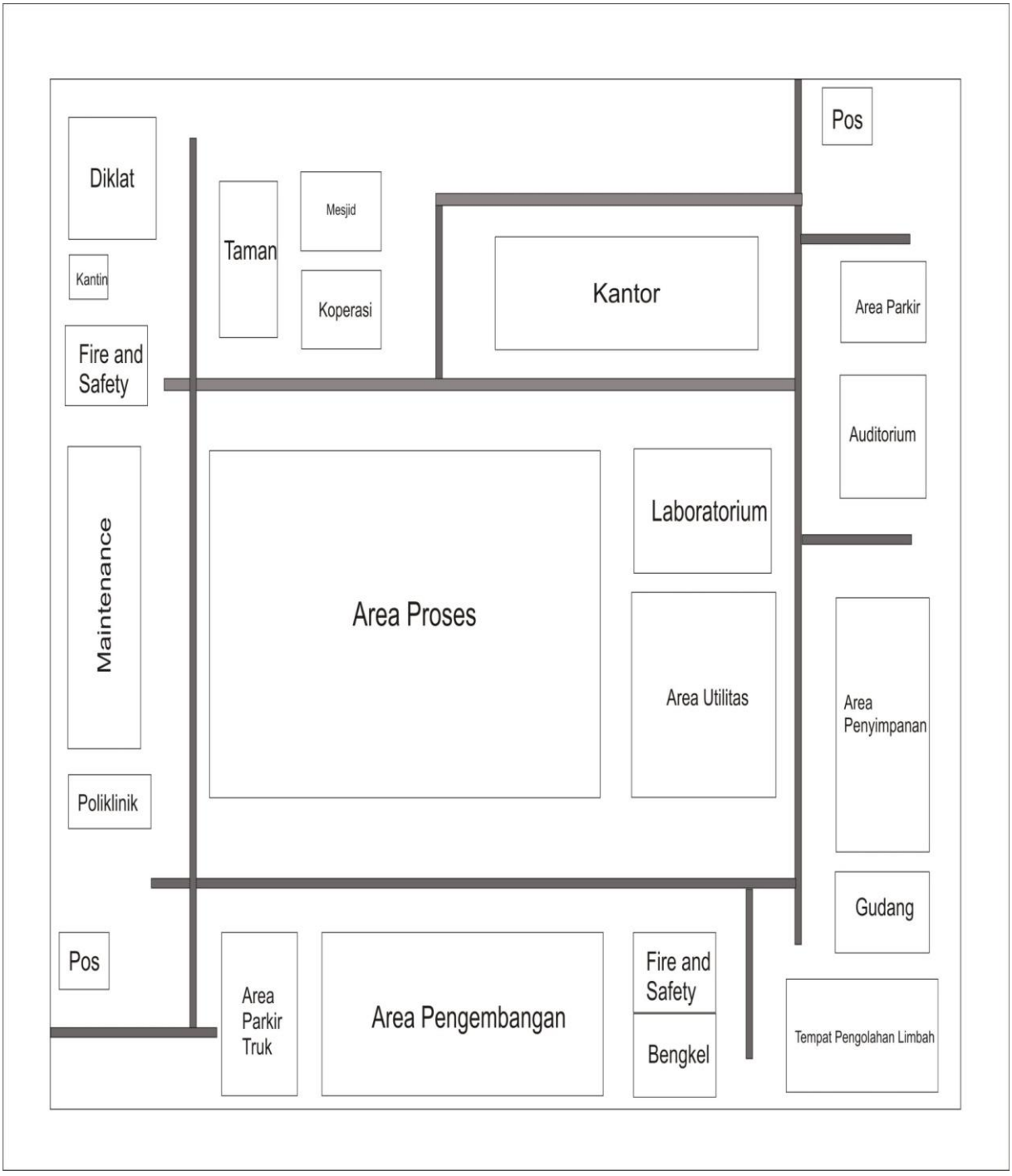
Daerah menyuplai air steam yang dibutuhkan untuk proses, serta pembangkit listrik yang digunakan untuk membangkitkan listrik sebagai sarana penunjang berjalannya kegiatan kantor dan area proses

4.2.4. Daerah pergudangan, bengkel serta garasi

Area penyimpanan bahan dan produk yang meliputi tangki, serta bengkel sebagai area perbaikan alat maupun kendaraan penunjang transportasi pabrik

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

lokasi	**panjang, m**	**lebar, m**	**luas, m2**
	m	**m**	**m^2**
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Auditorium	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	8	96
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	25	30	750
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	30	20	600
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	40	80	3200
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	20	10	200
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	150	30	4500
Luas Tanah			**15170**
Luas Bangunan			**8270**
Total	**579**	**404**	**15170**



Gambar 4.1 *Lay out* Pabrik *ethylene* kapasitas 100.000 ton/thn skala 1:1000

4.3. Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses merupakan penyusunan tata letak dimana alat yang sejenis atau mempunyai fungsi yang sama ditempatkan pada daerah atau tempat yang sama. Dalam menentukan tata letak alat ada beberapa hal yang perlu diperhatikan terlebih dahulu, yaitu

a. Aliran bahan baku dan produk

   Cara penempatan alat yang sesuai dengan aliran bahan baku dan produk yang tepat akan menghemat sistem pemipaan dan memberikan tata letak yang baik.

b. Aliran Udara

   Aliran udara disini perlu diperhatikan untuk mencegah terjadinya stagnasi udara berupa penngumpulan atau penggumpalan bahan kimia serta kecepatan dan arah angin yang mempengaruhi alat, terutama alat yang memiliki ketinggian.

c. Pencahayaan

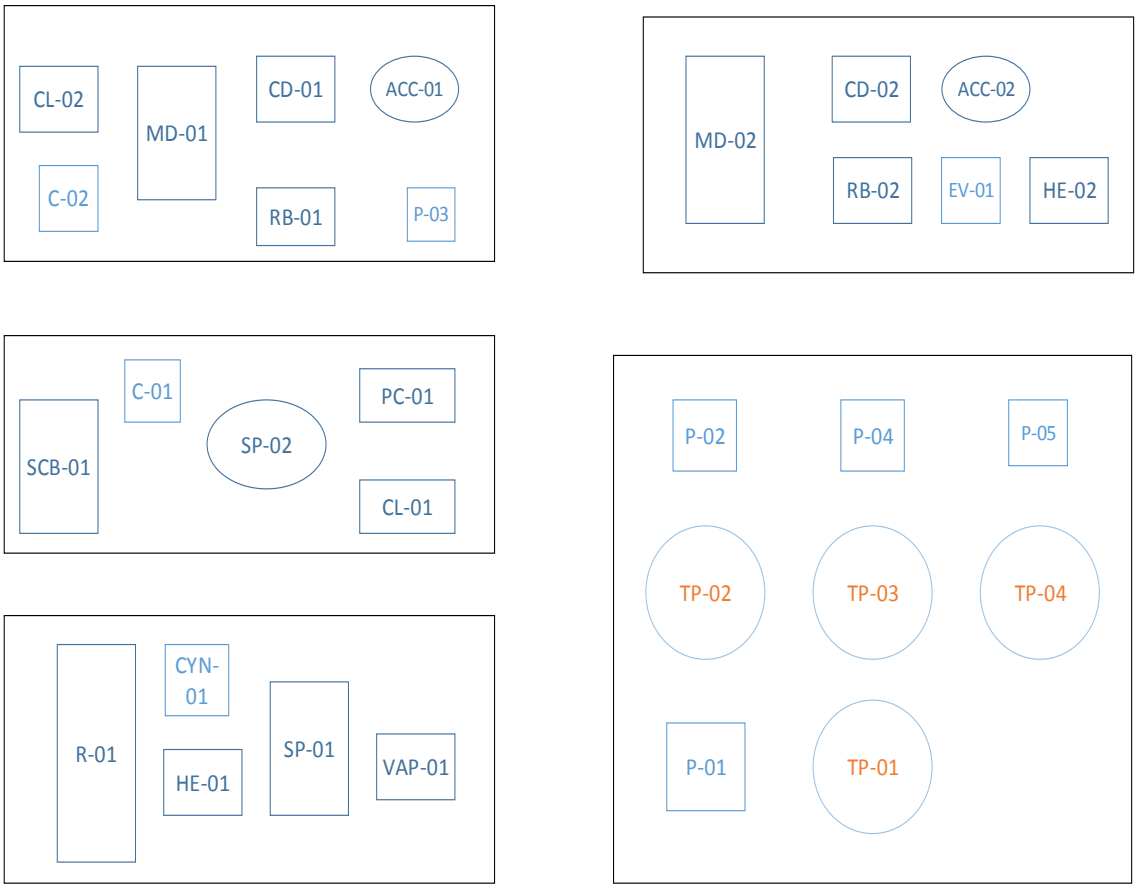
   Suatu industri yang beroperasi 24 jam dalm satu hari jelas membutuhkan pencahayaan baik, terutama untuk malam harinya. Dimana pekerja yang mengotrol alat proses serta penunjuk tanda bahaya harus diberi pencahayaan.

d. Akses Jalan

Dalam suatu industri akses jalan sangat diperlukan, baik untuk kendaraan maupun karyawan. Akses jalan pada area proses harus memungkinkan karena jika terjadi kerusakan atau *service* rutin suatu alat, maka kendaraan yang membawa alat perbaikan dapat menjangkau lokasi atau area proses.

e. Jarak antar alat

Jarak antar alat perlu diperhatikan karena jika terjadi ledakan atau bencana alam berupa gempa bumi antar alat tidak mengalami kontak secara langsung yang dapat menyebabkan rusaknya seluruh alat yang ada diarea proses.



Gambar 4.2 Tata letak alat proses sakala 1: 1000

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

4.4.1.1. Neraca Massa total

Tabel 4.2. Neraca Massa Total

Komponen	Input		Ouput	
	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
CH_3OH	27555	861,0938	278,3333	8,697917
H_2O	20906,01	1161,445	29721,59	1651,199
C_2H_4			12817,93	457,7833
C_3H_6			4833,578	115,0852
CH_4			175,0431	10,9402
H_2			65,64118	32,82059
NaOH	3500,863	87,52157	1750,431	43,76078
Na_2CO_3			2319,322	21,88039
Total	51961,87	2110,06	51961,87	2342,168

4.4.1.2. Neraca Massa per alat

a. *Separator drum* (SP-01)

Tabel 4.3 Neraca massa pada *separator drum*

komponen	In		Uap		Liquid	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol	Kg/jam	Kmol/jam	kg
CH_3OH	1076,367	34443,750	861,0938	27555,00	215,2734	6888,75
total		**34443,750**		**34443,750**		

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4.4. Neraca massa pada *Reactor*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CH_3OH	27555	278,3333333
H_2O	6902,55511	15521,21431
C_2H_4		12817,93157
C_3H_6		4833,577547
CO		306,3254906
CO_2		481,3686281
CH_4		175,0431375
H_2		43,76078438
Total	**34457,555**	**34457,555**

c. *Separator* (SP-02)

Tabel 4.5. Neraca massa pada *Separator*

Komponen	Imput (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Top (vapor)	Bottom (liquid)
CH_3OH	278,3333333	-	278,3333333
H_2O	15521,21431	-	15521,21431
C_2H_4	12817,93157	12817,93157	-
C_3H_6	4833,577547	4833,577547	-
CO	306,3254906	306,3254906	-
CO_2	481,3686281	481,3686281	-
CH_4	175,0431375	175,0431375	-
H_2	43,76078438	43,76078438	-
total	**34457,5548**	18658,00716	15799,54764
		34457,5548	

d. *Scrubber* (SCB-01)

Tabel 4.6. Neraca massa pada *Scrubber*

Komponen	Input (kg/jam)	out (kg/jam)	
		Vapor	Liquid
NaOH	3500,86275	-	1750,431375
Na_2CO_3	-	-	2319,321572
C_2H_4	12817,93157	12817,93157	-
C_3H_6	4833,577547	4833,577547	-
CO	306,3254906	-	-
CO_2	481,3686281	-	-
CH_4	175,0431375	175,0431375	-
H_2	43,76078438	65,64117656	-
H_2O	14003,451	-	14200,37453
total	36162,32091	17892,19343	18270,12748
		36162,32091	

e. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.7. Neraca massa pada Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Top	Bottom
H_2	65,64117656	65,64117656	-
CH_4	175,0431375	174,1679218	0,875215688
C_2H_4	12817,93157	64,08965784	12753,84191
C_3H_6	4833,577547	-	4833,577441
Total	17892,193	303,8987562	17588,29457
		17892,193	

f. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.8. Neraca massa pada Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Top	Bottom
CH_4	0,875215688	0,875213109	-
C_2H_4	12753,84191	12626,30349	127,5384191
C_3H_6	4833,577441	21,084	4812
Total	17588,295	12648,2627	4940,03186
		17588,295	

4.4.2. Neraca Panas

a. *Separator drum*

Tabel 4.9. Neraca panas pada *Separator Drum*

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	bottom
	H, kJ/j	H, kJ/j	H, kJ/j
CH_3OH	-12075714,81	9660571,85	3473911,55
Panas Masuk	-12075714,81		
Panas Keluar		13134483,3974	
Panas yang Diambil		-25210198,2099	
Total	-12075714,81	-12075714,81	

b. *Reactor*

Tabel 4.10. Neraca panas pada *Reactor*

Komponen	Reaktan	Produk
	H, kJ/j	H, kJ/j
CH_3OH	-30525166,07	308335,01
H_2O	563804,5362	1267781,408
C_2H_4		12981025,9942
C_3H_6		4954167,283
CO		148284,7215
CO_2		219253,2138
CH_4		235634,2317
H_2		181664,5545
Panas Masuk	-29961361,54	
Panas Reaksi	185072,6219	
Panas Keluar		20296146,4172
Panas yang Diambil		-50072435,3314
Total	-29776288,9142	-29776288,9142

c. *Separator*

Tabel 4.11. Neraca panas pada *Separator*

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kJ/j	H, kJ/j	H, kJ/j
CH_3OH	-3494,36879	0	5024,22
H_2O	-208952,101	0	468600,2
C_2H_4	-145652,6846	145652,6846	
C_3H_6	-54248,78823	54248,78823	
CO	-2291,06003	2291,06003	
CO_2	-3034,791616	3034,791616	
CH_4	-2872,612282	2872,612282	

Tabel 4.11. Neraca panas pada *Separator* (lanjutan)

H_2	-4258,397612	4258,397612	
Panas Masuk	-424804,80		
Panas Keluar		685982,7552	
Panas yang Diambil		-1110787,5593	
Total	-424804,8041	-424804,8041	

d. *Scrubber*

Tabel 4.12. Neraca panas pada *scrubber*

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kJ/j	H, kJ/j	H, kJ/j
C_2H_4	-3494,36879	145652,68	5024,22
C_3H_6	-208952,101	54248,79	468600,2031
CO	-145652,6846	0,0000	
CO_2	-54248,78823	0	
CH_4	-2291,06003	2872,612282	
H_2	-3034,791616	6387,596419	
NaOH	-2872,612282	0	27447,19313
H_2O	-4258,397612	0	428722,7955
NA_2CO_3	0	0	2457,168043
Panas Masuk	-690030,21		
Panas Reaksi	-1423267,0870		
Panas Keluar		667788,8382	
Panas yang Diambil		-2781086,1330	
Total	-2113297,2948	-2113297,2948	

e. *Menara Distilasi (MD-01)*

Tabel 4.13. Neraca panas pada *Menara Distilasi (MD-01)*

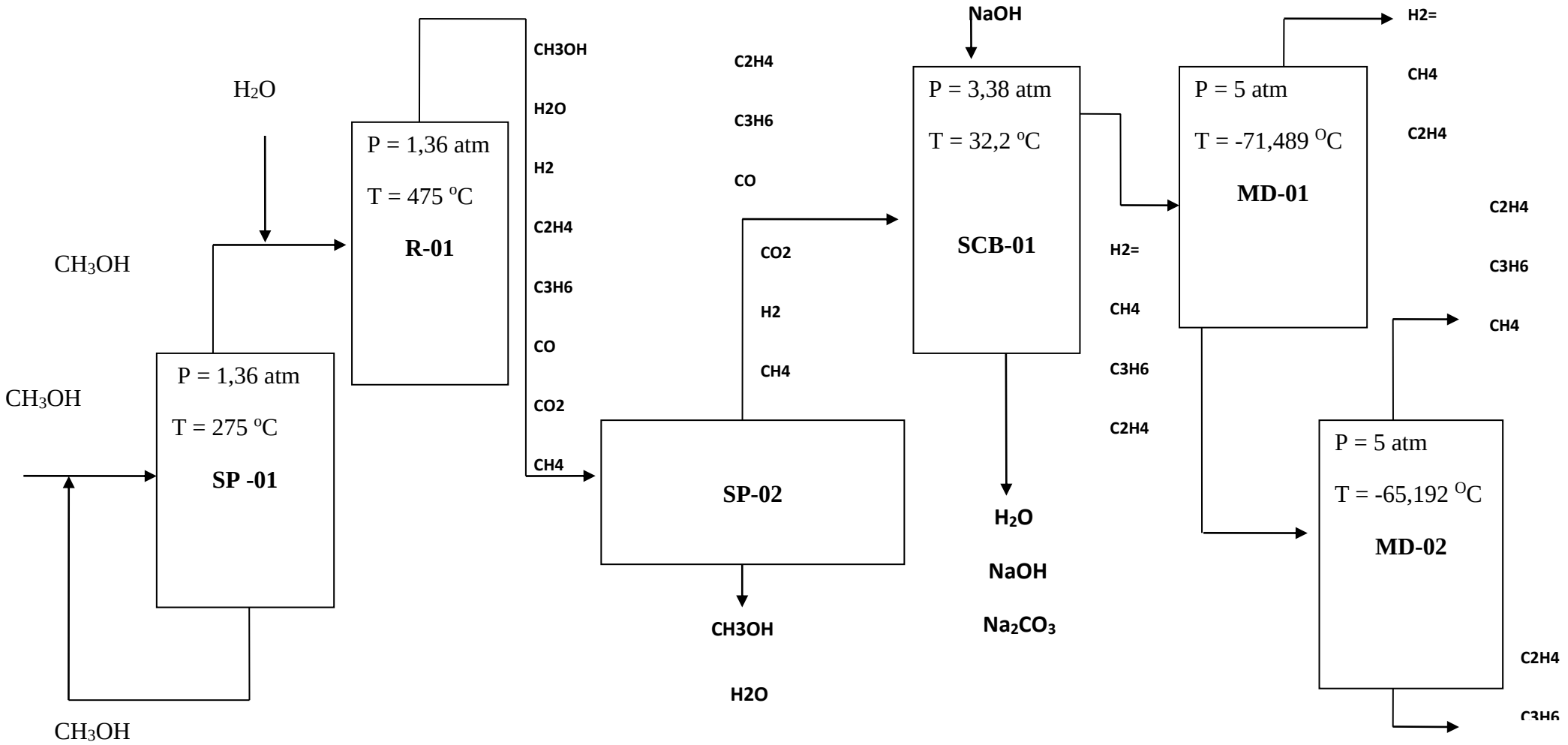
Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kJ/j	H, kJ/j	H, kJ/j
H_2	86936,71654	-115289,2894	
CH_4	36702,92403	-47837,45045	-954,4951105
C_2H_4	1787581,787	-11549,5084	-3822038,587
C_3H_6	649291,8519		-1022866,203
Panas Masuk	2560513,279		
Panas Keluar		-5020535,5328	
Panas yang Diambil		7581048,8122	
Total	2560513,279	2560513,2794	

f. *Menara Distilasi (MD-02)*

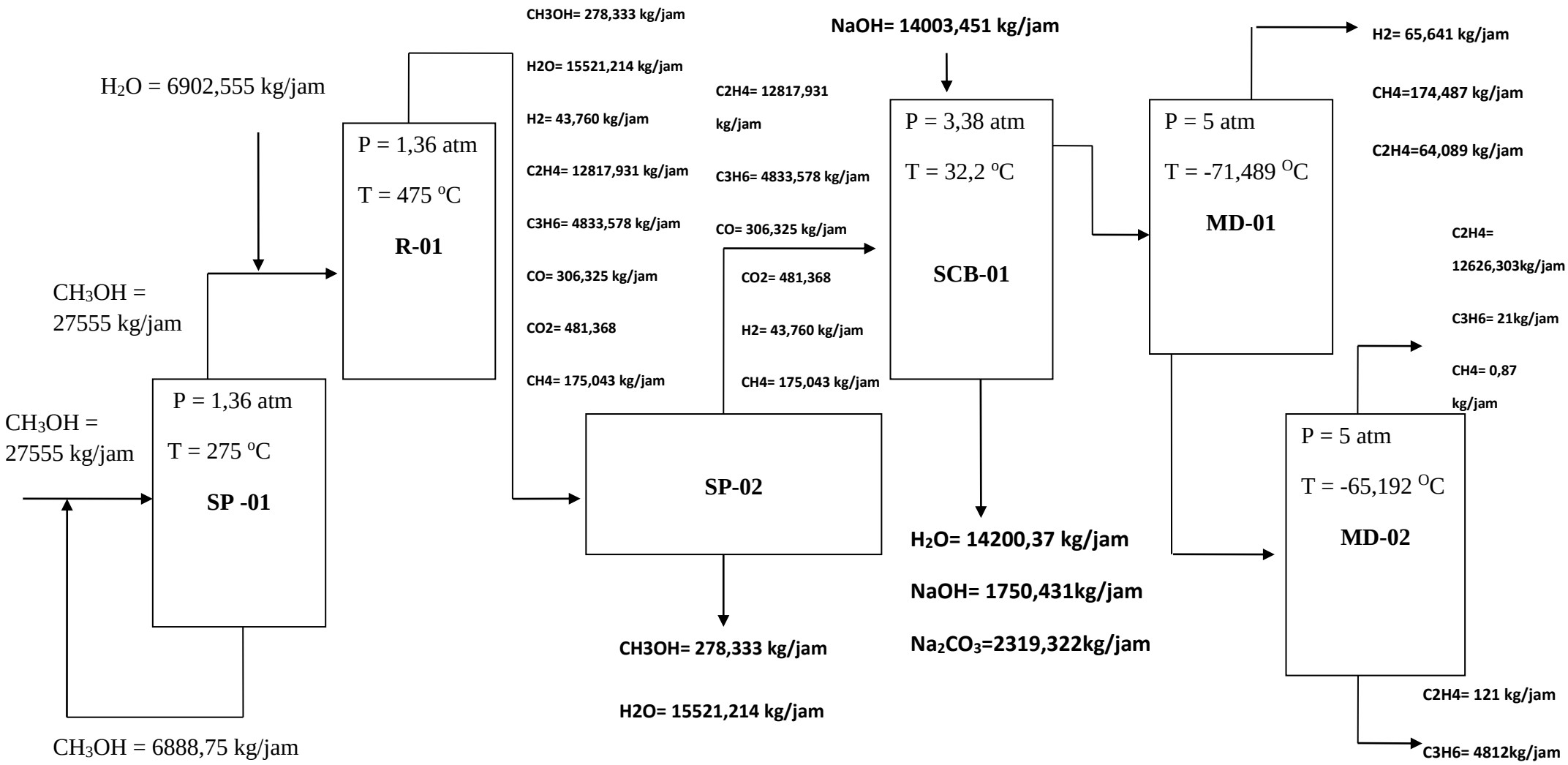
Tabel 4.14. Neraca panas pada *Menara Distilasi (MD-02)*

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kJ/j	H, kJ/j	H, kJ/j
CH_4	2225459,149	-181,0057871	0
C_2H_4	40381475,61	-1737800,395	-17955,5
C_3H_6	43906537,44	-2796,31853	-447359
Panas Masuk	86513472,2		
Panas Keluar		-2206091,8970	
Panas yang Diambil		88719564,1000	
Total	86513472,2030	86513472,2030	

4.4.3. Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif



Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif



Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif

4.5. Utilitas

Utilitas merupakan salah satu unit disuatu industri yang bertujuan untuk menyediakan serta mendistribusikan kebutuhan penunjang pabrik untuk beroperasi. Kebutuhan penunjang pabrik yang termasuk bagian dari utilitas antara lain:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treantment Plant*)
2. Unit penyediaan *Steam* (*Steam Generation Plant)*
3. Unit Pembangkit listrik (*Power Plant*)
4. Unit Penyedia bahan bakar
5. Unit penyedia instrumen udara
6. Unit penyedia (pendingin) *Refrigerant*

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan air (*Water Treatment Plant*)

4.5.1.1. Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air bagi suatu industri sangat penting guna menunjang operarasional pabrik agar dapat berjlan dengan baik. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri pada umumnya berasal dari sungai, rangau ,danau, air sumur maupun sumber air lainnya yang dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri. Dalam perancangan pabrik *Ethylene* ini, sumber air yang digunakan

berasal dari sungai Sangatta, Bontang. Adapun beberapa pertimbangan dipilihnya air sungai sebagai sumber air antara lain:

1. Letak sungai tersebut tepat berada diwilayah tempat pabrik yang akan didirikan
2. Pengolahan air sungai relatif lebih murah dan mudah dibandingkan air laut
3. Air sungai merupakan air yang kontinuitasnya relatif tinggi dibanding air danau misalnya.
4. Air sungai juga sudah biasa digunakan sebagai sumber air, seperti halnya PDAM yang menggunakan air sungai sebagai sumber air untuk diolah sebelum dialirkan ke konsumen.

Pada umumnya disuatu industri air digunakan untuk memenuhi kebutuhan antara lain untuk:

1. Pembangkit *steam*

   Steam disuatu industri umumnya digunakan sebagai media pemanas, namun dibeberapa industri *steam* digunakan sebagi campuran umpan. *Steam* merupakan uap panas yang berasal dari air,sehingga sering dikenal dengan air umpan boiler karena *boiler* merupakan alat untuk pembangkit *steam.* Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam

pemilihan dan penggunan air untuk umpan *boiler*, antara lain:

a. Zat yang terkandung dalam air

Faktor zat yang terkandung dalam air sangat perlu diperhatikan, karena jika tidak diperhatikan dengan baik akan menjadi suatu masalah terhadap prosesnya, seperti:

1. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*Scale forming*)

   Scale atau kerak merupakan padatan yang umumnya tersusun dari $CaCO_3$ yang mngendap pada saluran-saluran pipa yang dapat mengurangi panas. Hal ini disebabkan karena tingkat kesadahan air yang tinggi yang diproses dengan suhu tinggi sehingga terjadi pengendapan kalsium dan silika yang terkandung.

2. Zat yang dapat menyebabkan *foaming*

   Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler,hal ini disebakan karena adanya sisa-sisa zat organik yang masih terkandung dantak larut dalam jumlah besar.

3. Zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi merupakan kerusakan yang terjadi akibat degradasi logam yang disebabkan zat-zat yang dapat menimbulkan korosi pada suatu alat. Zat yang dapat menimbulkan korosi pada suatu alat antara lain larutan asam –basa, H_2S, CO_2 dan NH_3 yang terkandung dalam air.

b. Penanggulangan terhadap pengaruh kandungan air

Penanggulangan terhadap zat terkandung dalm air sangat diperlukan untuk mengurangi dan menghilangkan resiko kerusakan alat serta mengurangi biaya perawatan alat

2.Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan sanitasi,seperti MCK, keperluan perumahan, masjid , laboratorium, taman, perkantoran. Air sanitasi sendiri harus memenuhi standar karena air tersebut berhubngan langsung dengan fisik manusia. Beberapa syarat yang harus dipenuhi air dapat digunakan untuk sanitasi,yaitu:

a. Syarat fisika

Syarat fisika merupakan syarat yang dapat dilihat dan dirasakan secara langsung, yang tergolong syarat fisika antara lain:

1. Suhu, sebaiknya air untuk sanitasi berada dibawah suhu udara
2. Warna : Jernih
3. Rasa : tidak berasa
4. Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia

Syarat kimia merupakan zat batasan zat serta zat apa saja yang boleh terkandung dalam air, yang meliputi :

1. Tidak Mengandung senyawa yang berbahaya bagi kesehatan
2. Tidak mengandung zat organik dan anorganik
3. Tidak mengandung bakteri atau racun

3.Air pendingin

Pada umumnya air juga sering digunakan sebagai media pendingin karena biayanya murah. Selain itu beberapa faktor yang medukung air dapat digunakan sebgai media pendingin antara lain:

a. Air dapat diperoleh dalam jumlah besar
b. Mudah dalam pengolahan
c. Biayanya murah
d. Tidak memerlukan tepat penyimpanan khusus
e. Tidak mudah menguap dan menyusut secara berlebihan
f. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi per satuan volume
g. Tidak terdekomposisi

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada cooling tower. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya blow down di cooling tower

diganti dengan air (make up water) yang disediakan oleh *Filtered Water Storage.*

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

a. Phospate, berguna untuk mencegah timbulnya kerak,

b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.

c. Zat dispersan untuk mencagah terjadinya penggumpalan (pengendapan *phospate*

4.5.1.2. Unit Pengolahan Air

Pengolahan air dilakukan untuk memenuhi persyaratan baku mutu air. Hal ini dilakukan dengan mengurangi kontaminan hingga derajat yang diinginkan serta penambahan zat-zat kimia untuk mengurangi dan menentralkan efek buruk dari kontaminan. Tahapan-tahapan pengolahan air, yaitu:

1. Clarifier

Air yang berasal dari sumber tidak bisa langsung digunakan untuk keperluan utilitas, karena banyaknya kontaminan yang terkandung dalm air sehingga harus diolah terlebih dahulu. Pengolahan dapat dilakukan secara fisika dan kimia dengan penambahan *deisnfektan* maupun dengan menggunakan *ion exchanger*.

Pertama, air kotor diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

a. $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.

b. Na_2CO_3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang

telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier* *turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

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

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

3. Demineralisasi air

Demininералisasi air berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang masih terkandung didalam air seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{2+}, HCO^{3-}, SO^{4-}, Cl^{-} dan lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (Boiler Feed Water).

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

a. *Cation Exchanger*

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

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

Reaksi:

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

$$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$$

$$Na_2SO_4 \text{ (resin)} \longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$$

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

Reaksi:

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

b. *Anion Exchanger*

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

Reaksi:

$$CO_3^- \longrightarrow CO_3$$

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

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

Reaksi:

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

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbondioksida. Gas-gas tersebut dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator.

Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut :

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :

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

Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui stripping dengan uap bertekanan rendah.

- Larutan ammonia yang berfungsi mengatur pH

Air yang keluar dari deaerator pHnya sekitar 8,5-9,5.

Keluar dari deaerator, kedalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan fosfat ($Na_3PO_4H_2O$) untuk mencegah terbentuknya kerak silica dan kalsium pada steam drum dan boiler tube. Sebelum diumpankan ke boiler air terlebih dahulu diberi dispersan.

4.5.1.3. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan air untuk *steam*

Tabel 4.15. Kebutuhan air untuk *steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Vaporizer	22880,943
HE-01	10862,4427
HE-02	4979,3028
Umpan 20%	6902,55511
RB-01	203,4767
RB-02	4702,8108
Total	**50531,513**

Air pembangkit *steam* 80% dimanfaatkan kembali, sehingga penggunaan air tidak berlebihan, Jadi kebutuhan air *make up* yang diperlukan sebesar 20% , sehingga jumlah air *make up* sebesar :

= 20% x 50531,513 kg/jam

= 10106,306 kg/jam

Blowdown =

= 20% x 50531,513 kg/jam

= 10106,306 kg/jam

b. Kebutuhan air untuk proses

Tabel 4.16. Kebutuhan air proses

nama alat	jumlah (kg/jam)
CD-02	80612,4874
Pengenceran NaOH	14003,4510
Cooler-01	184802,8115
PC	383241,0003
Total	**662784,1854**

c. Kebutuhan air untuk perkantoran dan perumahan

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 kg/hari

(Sularso,2000)

Jumlah karyawan = 160 orang

Tabel 4.17. Kebutuhan air perkantoran dan perumahan

No.	Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
1	Karyawan	16000
2	Bengkel	400
3	Poliklinik	500
4	Laboratorium	900
5	Pemadam Kebakaran	2500
6	Kantin, Mushola, dll	2100
	Jumlah	**22400**

Kebutuhan air total

=(50531,513 +10106,306 + 22400/24 +662784,185) kg/jam

= 734461,663 kg/jam

Diambil angka keamanan 10%

= 1,1 x 743461,663 = 807907,828 kg/jam

4.5.2. Unit Penyediaan Steam (*Steam Generation Plant*)

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

Kapasitas : 60637,837 kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O_2, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan - bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150˚C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boile*r, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding - dinding dan pipa - pipa api maka air menjadi

mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant*)

Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari :

- Suplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- Pembangkit tenaga listri sendiri (Generator Set)

Pada perancangan pabrik *ethylene* ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan :

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

kebutuhan listrik yang meliputi:

a. Listrik untuk keperluan alat proses = 30,9963 kWh
b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 89,744 kWh

c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 6,6407 kWh

d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 33,203 kWh

Total kebutuhan listrik adalah 172,658 kWh. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 863,291 kWh.

4.5.4. Unit Penyedia bahan bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada, boiler dan generator. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk generator sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar jenis fuel oil.

a. Solar

Heating Value : 19.440 Btu/lb

Effisiensi Gravity : 75 %

Rate Bahan Bakar : 9 ft^3/jam

b. Fuel Oil

Heating Value : 41.131,4623 kJ/kg

Spesific Gravity : 0,9527

Density : 59,55 lb/ft^3

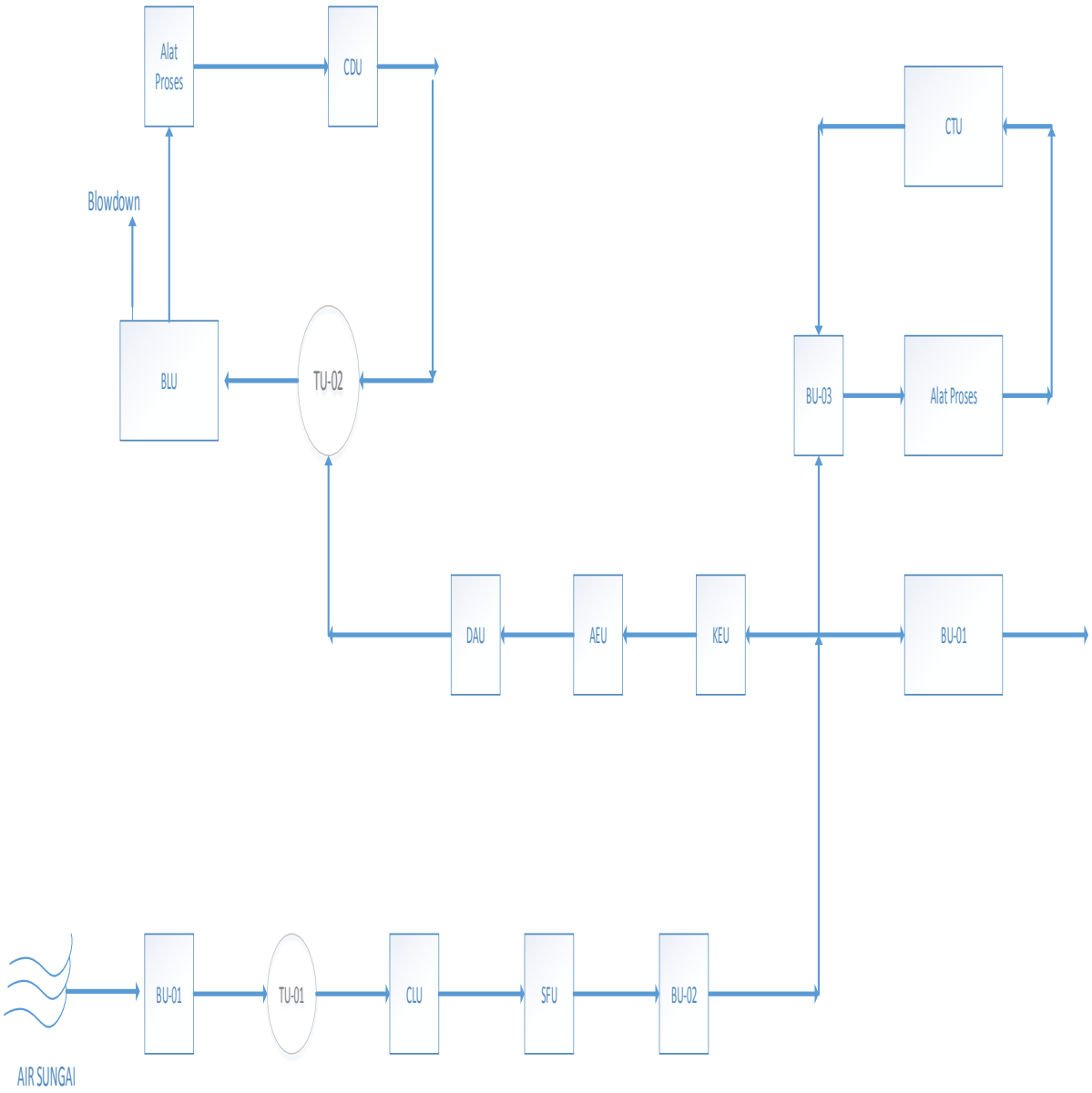
Effisiensi bahan bakar : 77%

4.5.5. Unit Penyedia Instrumen Udara

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 50,4 m^3/jam.

4.5.6. Unit Penyedia Pendingin (*Refrigerant*)

Unit penyedia *refrigerant* berfungsi untuk menyediakan pendingin dengan suhu dibawah 0 ^{o}C, seperti *propane, methane.*



Keterangan:

AEU : Anion Exchanger Unit	CDU : Condensor	DAU : Deaerator
BLU : Boiler	CLU : Clarifier	KEU : Kation Exchanger Unit
BU : Bak Utilitas	TU : Tangki Utilitas	
	CTU : Cooling Tower	PU : Pompa Utilitas

Gambar 4.5 Diagram alir utilitas

4.5.7. Spesifikasi Alat utilitas

a. Penyediaan Air

1. Bak Pengendap Awal (BPA-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa air sungai

Kapasitas : 882,103 m^3/Jam

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Dimensi :

Tinggi = 10,9783 m

Lebar = 43,9134 m

Panjang = 21,9567 m

Harga : $ 12.209,704

2. Tangki Kesadahan (TU-01)

Fungsi :Mencampurkan air dengan Alum 5% dan CaOH 5%

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Kapasitas : 734,702 m^3/jam

Dimensi :

Volume = 73,618 m^3

Tinggi = 4,5433 m

Diameter = 4,5433 m

Harga : $ 9983,411

3. *Clarifier* (CLU)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yangada pada air

Jenis : Bak silinder tegak dengan *bottom* kerucut.

Kapasitas : 736,182 m^3/jam

Lama pengendapan : 4 jam.

Dimensi :

Diameter = 16,5115 m

Tinggi *Clarifiers* = 22,0153 m

Harga : $ 637473,791

4. Bak Saringan Pasir (FU)

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifer.

Jenis : Bak empat persegi panjang.

Kapasitas : 881,354 m^3/jam

Diameter : 15,1543 m

Tinggi lapisan pasir : 3,66 m

Harga : $18.497,0188

5. Bak Penampung air bersih. (TU-02)

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Volume : 440,6770 m^3

Dimensi :

Panjang = 12,0798 m

Tinggi = 6,0399 m

Lebar = 6,0399 m

Jumlah : 1

Harga : $228.237,901

b. Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinator (TC)

Fungsi :Mencampurkan Klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Volume : 0,56 m^3

Dimensi :

Tinggi = 0,893 m

Diameter = 0,893 m

Jumlah : 1

Harga : $ 3.600,844

a. Pengolahan Air Pemanas

2. Tangki Umpan Boiler (TU-03)

Fungsi : Menampung umpan boiler.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Volume : 30,3189 m^3

Dimensi :

Tinggi = 2.683 m

Diameter = 5,3658 m

Jumlah : 1

Harga : $ 40.112,174

3. Kation Exchanger (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkanoleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Silinder tegak

Volume : 170,093 m^3

Dimensi :

Tinggi = 1,57 m

Diameter = 11,754 m

Jumlah : 1

Harga : $ 128.922,386

4. *Anion Exchanger* (AEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkanoleh anion-anion seperti Cl, SO4, dan NO3.

Jenis : Silinder tegak

Kapasitas : 795,341 m3/jam

Dimensi :

Tinggi = 1.20 m

Diameter = 9,1047 m

Jumlah : 1

Harga : $ 88.717,792

5. Tangki Deaerator (DAU)

Fungsi :Membebaskan gas CO2 dan O2 dari air yang telahdilunakkan dalam anion dan kation *exchanger* denganlarutan Na2SO3 dan larutan NaH2PO4. H2O

Jenis : Bak Silinder tegak

Volume : 560,350 m^3

Dimensi :

Tinggi = 1,722 m

Diameter = 20,359 m

Jumlah : 1

Harga : $ 211.894,823

b. Pengolahan Boiler

1. Tangki Bahan Bakar Generator (TU-04)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan untukmenggerakkan generator selama 7 hari

Jenis : Tangki Silinder tegak

Volume : 1073,848 m^3

Dimensi :

Tinggi =11,100 m

Diameter =11,100 m

Jumlah : 1

Harga : $ 335.913,080

2. Boiler (BLU)

Fungsi : Memproduksi steam pada tekanan 21 atm

Jenis : *Water tube boiler*

Kebutuhan steam : 60637,837 kg/jam

Luas tranfer panas : 17344,207 ft^2

Jumlah tube : 1551 buah

Jumlah : 1

Harga : $ 559.146,034

e. Pompa Utilitas

1. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 881353,995 kg/jam

Kapasitas pompa : 3234,098 gpm

Head pompa : 25,376 ft

Tenaga pompa : 31,127 Hp

Tenaga motor : 40 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 9641,423 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 10.802,396

2. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari BPA ke TK

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 881353,995 kg/jam

Kapasitas pompa : 3234,1 gpm

Head pompa : 6,0972 ft

Tenaga pompa : 7,4792 Hp

Tenaga motor : 10 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 28094,006 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 10.802,416

3. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air TK ke CLU

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 881353,995 kg/jam

Kapasitas pompa : 3880,142 gpm

Head pompa : 9,228 ft

Tenaga pompa : 11,32 Hp

Tenaga motor : 15 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 20.588,272 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12.049,757

4. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari CLU ke FU

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 881353,995 kg/jam

Kapasitas pompa : 3880,142 gpm

Head pompa : 1,007 ft

Tenaga pompa : 1,5447 Hp

Tenaga motor : 2 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 108408,234 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12.049,757

5. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari SFU ke BPS

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 881353,995 kg/jam

Kapasitas pompa : 3880,142 gpm

Head pompa : 2,5875 ft

Tenaga pompa : 3,9674 Hp

Tenaga motor : 5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 53532,725 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12.409,757

6. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari BPS

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Radial Flow Impeller*

Kapasitas : 881353,995 kg/jam

Kapasitas pompa : 3880,142 gpm

Head pompa : 5,9693 ft

Tenaga pompa : 7,3223 Hp

Tenaga motor : 10 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 35484,275 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12.409,757

7. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari TC untuk keperluan domestik

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 1120 kg/jam

Kapasitas pompa : 4,109 gpm

Head pompa : 19,788 ft

Tenaga pompa : 0.164 Hp

Tenaga motor : 0.25 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 414,173 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 220,505

8. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)

Fungsi	: Mengalirkan air dari KEU ke AEU
Jenis	: *Centrifugal pump single stage*
Tipe	: *Radial Flow Impeller*
Kapasitas	: 795341,022 kg/jam
Kapasitas pompa	: 3501,471 gpm
Head pompa	: 4,1433 ft
Tenaga pompa	: 4,4206 Hp
Tenaga motor	: 7,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 35657,686 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: $ 11.329,744

9. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)

Fungsi	: Mengalirkan air dari AEU ke DAU
Jenis	: *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 795341,022 kg/jam

Kapasitas pompa : 3501,471 gpm

Head pompa : 4,0859 ft

Tenaga pompa : 4,3594 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 45327,395 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 11.329,744

10. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari KEU Ke AEU

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 795341,022 kg/jam

Kapasitas pompa : 3501,471 gpm

Head pompa : 4,0859 ft

Tenaga pompa : 4,4125 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 36032,815 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 11.329,744

11. Pompa Utilitas – 11 (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air dari AEU ke DAU

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Radial Flow Impeller*

Kapasitas : 795341,022 kg/jam

Kapasitas pompa : 3501,471 gpm

Head pompa : 5,7263 ft

Tenaga pompa : 6,1096 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 27974,181 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 11.329,744

12. Pompa Utilitas – 12 (PU-12)

Fungsi : Mengalirkan air dari TUB ke BLU.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 60637,837 kg/jam

Kapasitas pompa : 266,956 gpm

Head pompa : 4,886 ft

Tenaga pompa : 0.4320 Hp

Tenaga motor : 0.55 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 8691.760 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 2418,434

13. Pompa Utilitas – 13 (PU-13)

Fungsi : Mengalirkan air dari BPS ke Tangki Penyimpanan H2O

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Kapasitas : 19200 kg/jam

Kapasitas pompa : 84.52 gpm

Head pompa : 4.872 ft

Tenaga pompa : 0.16 Hp

Tenaga motor : 0.25 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 5048.11 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 1.213,022

d. Tangki penyimpanan NaOH

Fungsi : Menyimpan NaoH selama 7 hari

Jenis : Tangki Silinder tegak

Volume : 4,404 m^3

Dimensi :

Tinggi =1,7768 m

Diameter =1,7768 m

Jumlah : 1

Harga : $ 13.190,152

e. Tangki penyimpanan *refrigerant*

Fungsi : Menyimpan *refrigerant*

Jenis : Tangki Silinder tegak

Volume : 3272,292 m^3

Dimensi :

Tinggi =8,5512 m

Diameter =6,4134 m

Jumlah : 1

Harga : $ 295.526,429

f. Tangki penyimpanan air pendingin

Fungsi : Menyimpan air pendingin

Jenis : Tangki Silinder tegak

Volume : 3180,766

Dimensi :

Tinggi = 15,9424

Diameter = 15,9424

Jumlah : 1

Harga : $ 182.199,30

4.5.8. Perawatan (*maintenance*)

Maintenance berfungsi untuk menjaga sarana dan fasilitas baik fasilitas proses maupun perkantoran yang dilakukan dengan cara perawatan dan pemeliharaan secara berkala. Perawatan sendiri terbagi menjadi dua yaitu:

1. Perawatan preventif

Perawatan preventif merupakan perawatan yang dilakukan dengan tujuan untuk menjaga kondisi peralatan sebelum peralatan itu menjadi rusak atau mencegah peralatan mengalami kerusakan-kerusakan yang tidak terduga yang dapat menggangu proses produksi.

2. Perawatan korektif

Perawatan korektif dutujukan untuk memperbaiki perawatan yang rusak maupun perawatan rutin sehingga proses produksi tidak terganggu..

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

1. *Over head* 1 x 1 tahun

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

2. *Repairing*

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

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

a. Umur alat

Umur dari suatu alat sangat berpengaru terhadap ketahanan dan kemampuan suatu alat,Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan. Bahan baku yang bersifat sangat korosif membuat alat cepat mengalami kerusakan.

c. Tenaga manusia

Keahlian dari para tenaga kerja akan membuat perbaikan alat akan sesuai dengan prosedur dan dapat memecahkan solusi terhadap kerusakan alat tersebut.

4.5.9. Unit Pengolahan Limbah

Limbah merupakan zat sisa yang sudah tidak terpakai dalam suatu proses industri. Limbah yang dihasilkan dari pabrik *ethylene* antara lain berupa Na_2CO_3, *methanol* sisa serta air kotor. Secara umum limbah suatu industri dapat dibedakan menjadi dua, yaitu:

1. Bahan buangan cair

   Air buangan dari pabrik *ethylene* ini berupa :

   a. Air yang mengandung bahan-bahan kimia

   b. Buangan Sanitasi

   c. *Back Wash Filter* air berminyak dari pompa

   d. Sisa *Regenerasi Resin*

   e. *Blow Down Air* Pendingin

   Air buangan sanitasi berasal dari toilet disekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan lumpur aktif, aerasi dan injeksi *chlorine. Chlorine* ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

   Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dipisahkan dengan cara perbedaan berat jenisnya.

Minyak dibagian atas dialirkan kebagian penampungan terakhir kemudian dibuang. Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H_2SO_4 yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan larutan H_2SO_4 bila pH air buangan tersebut lebih dari 7, sedangkan jika pH air kurang dari 7 penetralan dilakukan dengan NaOH

2. Bahan buangan gas

Pada pabrik *ethylene* ini sendiri dapat dikatakan cukup kecil menghasilkan gas buang bahkan dapat dikatakan tidak ada.

4.5.10. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang ditetapkan. Sedangakan peran lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan yang ditimbulkan dari proses berupa penanganan limbah padat, cair, maupun gas.

Labotatorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk mengingatkan dan menjaga kualitas atau mutu produk. Analisa

yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses, dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

1. Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan
2. Menganalisa dan meneliti produk yang dipasarkan.
3. Memeriksa kadar zat-zat yantg dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

4.6. Organisasi Perusahaan

Setiap pabrik yang akan didirikan harus jelas baik secra hukum maupun keorganisasiannya. Di Indonesia industri berskala pabrik kebanyakan berstatus Perseroan Terbatas (PT), baik yang bersifat terbuka maupun non-terbuka.

4.6.1. Bentuk perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan digolongkan menjadi empat, yaitu :

a. Perusahaan perseroan, modal dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan.

b. Persekutuan firma, modal dikumpul dari dua orang atau lebih, tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akte notaris.

c. Persekutuan komanditer (*Commanditaire Veenootshaps* (CV)) terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masing berperan sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).

d. Perseroan terbatas, persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Pada pabrik *ethylene* ini direncanakan berbadan hukum yang bersifat Perseroan Terbatas (PT), hal ini pendirian pabrik membutuhkan modal dari para investor baik lokal maupun asing yang bersedia menanamkan modalnya di Indonesia. Disini setiap orang maupun persekutuan bebas menanamkan modalnya, modal yang ditanamkan bersifat saham. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh suatu perusahaan atau PT tersebut yang harganya bersifat fleksibel dan mengikuti perkembangan dan gejolak pasar nasional maupun dunia. Dalam perseroan terbatas pemegang saham akan memperoleh keuntungan dari perkembangan harga saham, jika perusahaan perekonomiannya sehat serta bersifat untung dan tidak

banyak hutang maka, harga saham perusahaan tersebut akan naik, namun tetap melihat keadaan ekonomi nasional maupun dunia.

Beberapa alasan dipilihnya PT sebagai bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.

b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang pimpinan perusahaan.

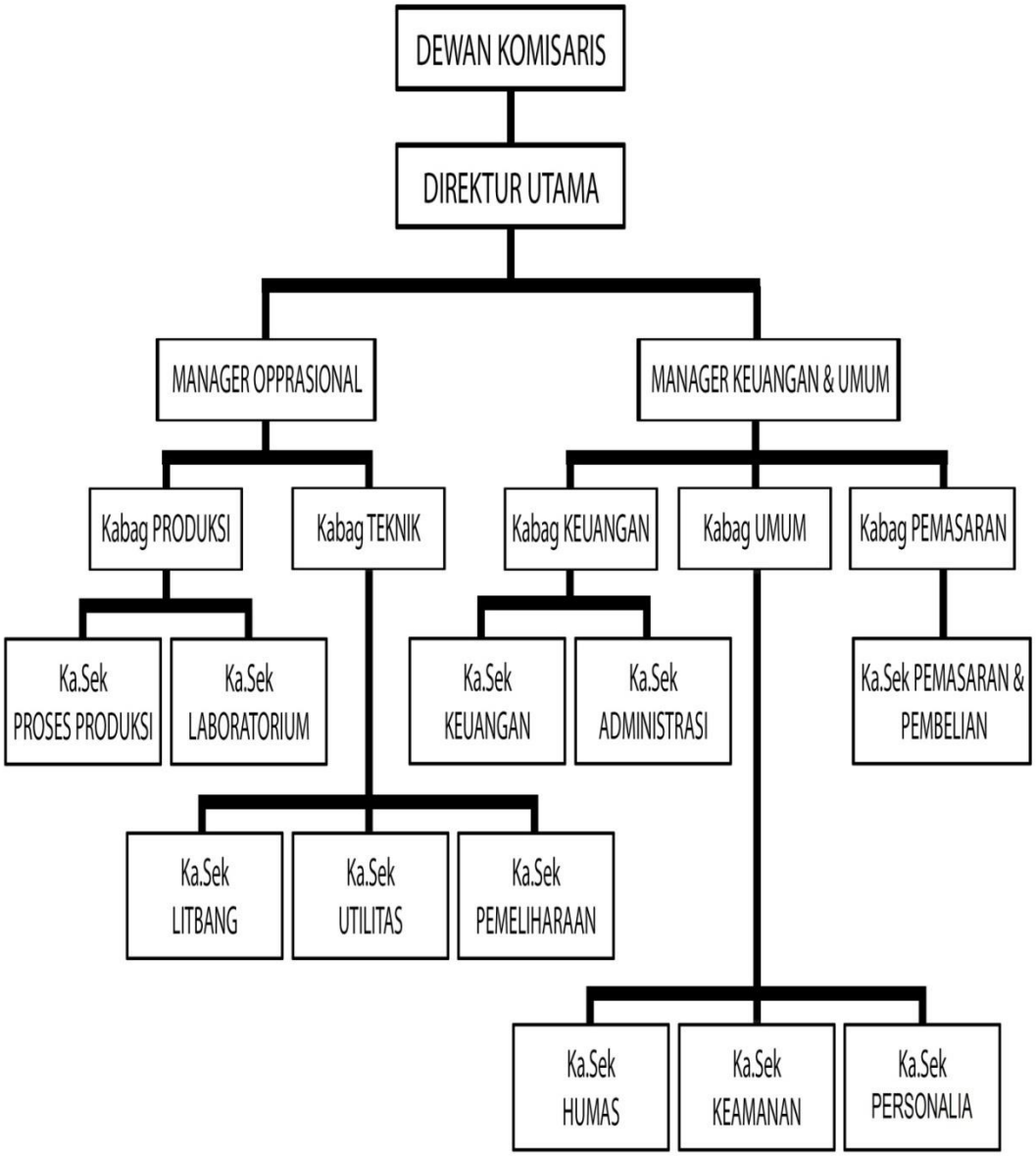
c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah dewan dereksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.

d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, dewan dereksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.

e. Efisiensi dan manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris.

f. Lapangan usaha lebih luas, suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga modal ini oleh PT dapat digunakan untuk memperluas usahanya.

4.6.2. Struktur organisasi



Gambar 4.6 Struktur organisasi Pabrik *ethylene*

4.6.3. Tugas dan Wewenang

a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan perusahaan dan operasional perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk perseroan terbatas berada pada para pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum, para pemegang saham dapat mengambil keputusan, antara lain:

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

b. Dewan komisaris

Dewan komosaris merupakan pimpinan perusahaan yang menjadi pelaksana dari para pemilik saham serta diangkat langsung oleh para pemilik saham melalui rapat umum, sehingga dewan komisaris bertanggung jawab langsung kepada pemilik saham.

Tugas dan Wewenang dewan komisaris, antara lain:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijasanaan umum, target laba perusahaan,

alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran

2. Mengawasi tugas-tugas dewan direksi

3. Membantu dewan direksi dalam hal-hal penting

4. Bertanggung jawab kepada pemilik saham

c. Dewan direksi

Direktur utama merupakan pemimpin tertinggi perusahaan dan bertanggung jawab terhadap kemajuan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab terhadap kemajuan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direksi yang terdiri dari direktur utama, direktur produksi dan direktur keuangan dan umum minimal lulusan sarjana yang telah berpengalaman dalam bidangnya.

Direktur utama membawahi manager operasional serta manager keuangan dan umum. Tugas masing-masing direktur adalah sebagai berikut :

1). Tugas direktur utama

– Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pada rapat umum pemegang saham.

- Menjaga kestabilan perusahaan dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan rapat umum pemegang saham.
- Mengkoordinir kerja sama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

2). Tugas manager operasional

- Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik.
- Memimpin pelaksanaan pabrik yang berhubungan dengan proses produksi
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.
- Berusaha agar jumlah produksi sesuai dengan rencana yang ditentukan serta syarat-syarat penjualan yang menguntungkan.

3). Tugas manager keuangan dan umum

- Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan, pemasaran dan pelayanan umum.

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

d. Staf ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidangnya.

Tugas dan wewenang staf ahli meliputi :

- Memberikan saran dan perancanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran-saran dalam bidang hokum.

e. Kepala bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff

direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

1). Kepala bagian produksi

Kepala bagian produksi membawahi kepala seksi produksi dan kepala seksi laboratorium. Secara umum tugas utamanya mengkoordinir kepala seksi yang dibawahinya untuk mencapai target produksi serta bertanggung jawab kepada manager operasional terhadap hasil dan kemampuan produksi.

- Seksi bagian produksi

Tugas seksi proses :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Menjalankan tindakan seperlunya kepada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

- Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium :

- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
- Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi.

2). Kepala bagian teknik

Kepala bagian teknik sendiri menbawahi kepala seksi pemeliharaan, kepala seksi litbang serta kepala seksi utilitas. Tugas utama kepala bagian teknik yaitu bertanggung jawab kepada manager operasional atas sistem dan teknik produksi

- Seksi pemeliharaan.

  Tugas seksi pemeliharaan :

  – Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

  – Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

- Seksi utilitas

  Tugas seksi utilitas :

  – Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air, *refrigerant* dan tenaga listrik.

- Seksi litbang

  Tugas seksi litbang :

  – Melaksanakan berbagai uji coba dan penelitian guna menunjang perkembangan pabrik.

3). Kepala bagian pemasaran

Bertanggung jawab kepada manager keuangan dan umum dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi seksi pemasaran

Tugas seksi pemasaran :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi hasil produksi.
- Pemilihan lokasi pemasaran

4). Kepala bagian keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian administrasi membawahi :

- Seksi administrasi

Tugas seksi administrasi :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi, persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan.

- Seksi keuangan

Tugas seksi keuangan :

- Mengatur penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang .
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Membuat draf anggaran baik bulanan maupun tahunan
- Mencatat pemasukan dan pengeluaran
- Mengajukan draf anggaran tahunan kepada kepala bagian keuangan

5). Kepala bagian umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi :

- Seksi personalia

Tugas seksi personalia :

- Merekrut dan membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- Membina karier para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.
- Menerima dan mengatur sistem *intership* bagi mahasiswa yang akan magang maupun kerja praktek di perusahaan.

- Seksi hubungan masyarakat

  Tugas seksi hubungan masyarakat :

  - Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

- Seksi keamanan

  Tugas seksi keamanan :

  - Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
  - Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan karyawan dilingkungan pabrik dan perusahaan.

4.6.4. Pembagian jam kerja karyawan

Pabrik *ethylene* tersebut beroperasi per tahunnya selama 330 hari dan 24 jam operasi. Oleh karena itu pembagian serta penjadwalan jam kerja karyawan sangat perlu untuk menunjang operasional pabrik agar bisa terus beroperasi.

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan, yaitu

1. Karyawan non-*shift*

   Jam kerja karyawan non-*shift*, yaitu:

   Senin – Kamis:

   Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

   Istirahat : 12.00 – 13.00

   Jumat:

   Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

   Istirahat : 11.30 – 13.30

   hari Sabtu dan Minggu libur

2. Karyawan *shift* (harian)

   Jam kerja karyawan harian dibagi menjadi:

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 2 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel dibawah ini sebagai berikut :

Tabel 4.18. Jadwal kerja tiap-regu

Hari/Regu	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**
1	P	M	S	M	L	P	M	S	P	L
2	L	S	M	S	M	L	P	M	S	M
3	S	P	L	P	S	S	M	L	P	M
4	M	L	P	L	P	M	S	M	L	P

Keterangan :

P = Shift Pagi ; M = Shift Malam ; S = shift Siang ; L = Libur

4.6.5. Status karyawan dan sistem upah

Pada pabrik ini sistim upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab.

Berdasarkan status, karyawan pabrik dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

a. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Kontrak

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir bulan.

4.6.6. Jumlah karyawan dan gaji

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 5. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4.19 Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jmlh	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Manager Operasional	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Manager Keuangan dan Umum	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Staf Ahli	3	10.000.000,00	30.000.000,00
Ka. Bag Umum	1	13.000.000,00	13.000.000,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	13.000.000,00	13.000.000,00
Ka. Bag. Keuangan	1	13.000.000,00	13.000.000,00

Tabel 4.19 Daftar gaji karyawan (lanjutan)

Ka. Bag. Teknik	1	13.000.000,00	13.000.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	13.000.000,00	13.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran dan pembelian	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Keuangan	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Proses produksi	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Litbang	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Karyawan Personalia	4	4.500.000,00	18.000.000,00
Karyawan Humas	3	4.500.000,00	13.500.000,00
Karyawan Keamanan	6	3.500.000,00	21.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Karyawan Pemasaran	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	4.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Keuangan	3	4.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Proses	50	7.000.000,00	350.000.000,00
Karyawan Laboratorium	6	4.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	8	4.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Utilitas	10	4.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan KKK	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Karyawan Litbang	3	4.000.000,00	12.000.000,00
Sekretaris	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Medis	2	4.000.000,00	8.000.000,00
Paramedis	6	4.000.000,00	24.000.000,00
Sopir	9	4.000.000,00	36.000.000,00
Cleaning Service	9	2.000.000,00	18.000.000,00
Total	160		Rp967.500.000

4.6.7. Kesejahteraan karyawan

Guna meningkatkan kualitas dan semangat kerja para karyawan maka, perusahaan perlu juga memperhatikan kesejahteraaan para karyawannya. Kesejahteraan yang diberikan perusahaan dapat berupa

a. Tunjangan

   Tunjangan yang diberikan dapat berupa bonus bulanan, tunjangan jabatan dan fungsional, uang lembur, uang makan serta uang transport.

b. Cuti

   Bagi karyawan yang hendak berlibur atau istirahat sejenak, maka perusahaan memberikan cuti yang dapat dimanfaatkan setahun satu kali dengan masa cuti yang disesuaikan dengan aturan yang berlaku.

c. Pengobatan

   Bagi karyawan dan keluarga yang mengalami sakit, maka perusahaan memberikan jaminan pengobatan gratis, baik dirumah sakit pemerintah maupundirumah sakit perusahaan

d. Pakaian kerja

Perusahaan memberikan pakaian kerja sebagai upaya membantu karyawan serta menunjukkan identitas perusahaan melalui pakaian kerja.

e. Asuransi

Asuransi yang diberikan perusahaan berupa asuransi jiwa yakni apabila karyawan mengalami kecelakaan ataupun meninggal dunia.

4.7. Evaluasi Ekonomi

Dalam mendirikan suatu pabrik diperlukan anggaran atau estimasi ekonomi guna mengetahui berapa banyak modal yang dibutuhkan dan berapa lama kira-kira modal itu dalam kembali. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*

5. *Shut Down Point*

Untuk melakukan analisa terhadap kelima faktor diatas, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) Meliputi :
    a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
    b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*) Meliputi :
    a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost*)
    b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

    Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

    a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
    b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
    c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga dari suatu peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi serta nilai tukar rupia terhadap dollar yang mempengaruhinya. Untuk memperkirakan harga suatu alat pada tahun tertentu maka diperlukan indeks.

Pabrik *ethylene* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun berdiri pada tahun 2020. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mancari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2020 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1955 sampai 2020, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 20 Indeks

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
1987	324	1
1988	343	2
1989	355	3
1990	356	4
1991	361,3	5
1992	358,2	6
1993	359,2	7
1994	368,1	8
1995	381,1	9
1996	381,7	10

Tabel 4.20 Indeks (lanjutan)

1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	395,6	16
2003	402	17
2004	444,2	18
2005	468,2	19
2006	499,6	20
2007	525,4	21
2008	575,4	22
2009	521,9	23
2010	550,8	24
2011	585,7	25
2012	584,6	26
2013	567,3	27
2014	575,8	28
Total	12239,1	406

Sumber : (Peter Timmerhaus,1990) dan

www.chemengonline.com

Berdasarkan data tersebut diperoleh rumus linier yaitu y = 10,0562x-19680,396 untuk menentukan indeks pada tahun 2020 mengganti variabel x dengan tahun 2020 didapatkan 653,1947.

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 Aries & Newton, pada tahun 1955, dan situs *(www.matche.com)*. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

Nx : Index harga pada tahun 2014

Ny : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi *ethylene*	=	120.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	=	2020
Kurs mata uang	=	1 US$ = Rp 13.650,-

Harga bahan baku (methanol) = Rp 554.078.364.840

Harga bahan pembantu :

Katalis (*Silicaluminophospate*) = Rp 2.633.035.974

Harga Jual = Rp 2.496.512.296.437,40

4.7.3 Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas pabrik, baik alat proses maupun tanah dan bangunan..

Capital *investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik,seperti alat, gudang maupun gedung.

b. *Working Capital Investment*

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

2 . *Manufacturing Cost*

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

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

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

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

   Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expense*

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

4.7.4 Analisa Kelayakan

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

1. *Percent Return On Investment*

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

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

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun 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.

2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).

2. 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.

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

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

Dalam hal ini:

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) adalah :

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

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

3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

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

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

5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Hasil rancangan perhitungan pabrik *ethylene* masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.21. *Physical Plant Cost*

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	Harga alat	68.044.442.006,69	4.984.940,806
2	Biaya pengangkutan	17.011.110.501,67	1.246.235,201
3	Biaya pemasangan	12.784.877.686,05	936.621,075
4	Biaya pemipaan	39.469.888.940,04	2.891.566,955
5	Biaya instrumentasi	17.324.414.031,35	1.269.187,841
6	Biaya listrik	10.206.666.301,00	747.741,121
7	Biaya isolasi	2.869.456.551,65	210.216,597
8	Biaya bangunan	33.080.000.000	2.423.443
9	Biaya tanah	45.510.000.000	3.334.066
***Physical Plant Cost* (PPC)**		246.300.856.018	18.044.018,755

Tabel 4.22 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Construction Cost* (25%.PPC)	61.575.214.005	4.511.004,689
	Total (Con Cost + PPC)	307.876.070.023	22.555.023,444

Tabel 4.23. *Fixed Capital investment (FCI)*

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Direct Plant Cost (DPC)*	307.876.070.023	22.555.023,444
2	*Contractors fee* (5% DPC)	30.787.607.002	2.255.502,344
3	*Contigency* (25% DPC)	76.969.017.506	5.638.755,861
	Total	415.632.694.531	30.449.281,650

Tabel 4.24.*Working Capital* (WC)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	*Raw Material Inventory*	11.809.205.312,88	865.143,25
2.	*Inproses Inventory*	2.794.018.149,41	204.689,97

Tabel 4.24.*Working Capital* (WC) (lanjutan)

3.	*Product Inventory*	22.352.145.195,32	1.637.519,79
4.	*Extended credit*	37.825.943.885,42	2.771.131,42
5.	*Available cash*	167.641.088.964,88	12.281.398,46
	Total	242.422.401.507,90	17.759.882,89

Tabel 4.25. *Direct Manufacturing Cost*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	*Raw Material*	556.719.679.036	40.785.324,47
2.	*Labor*	3.169.800.000	232.219,78
3.	*Supervisor*	475.470.000	34.832,97
4.	*Maintenance*	49.875.923.344	3.653.913,80
5.	*Plant Suplies*	7.481.388.501	548.087,07
6.	*Royalty and Patent*	37.447.684.447	2.743.420,11
7.	Bahan utilitas	892.007.496.716,60	65.348.534,56
	Total	1.547.177.442.044,16	113.346.332,75

Tabel 4.26. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Payroll Overhead*	570.564.000	41.799,56
2	*Laboratory*	475.470.000	34.832,97
3	*Plant Overhead*	2.535.840.000	185.775,82
4	*Packaging n Shipping*	249.651.229.644	18.289.467,37
	Total IMC	253.233.103.644	18.551.875,72

Tabel 4.27.*Fixed Manufacturing Cost*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	Depresiasi	33.250.615.562	2.435.942,53
2.	*Propertay tax*	6.234.490.418	456.739,22
3.	Asuransi	4.156.326.945	304.492,82
	Total	43.641.432.926	3.197.174,57

Tabel 4.28. *Total Manufacturing C*ost (MC)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	*Direct Manufacturing Cost*	1.547.177.442.044,16	113.346.332,75
2.	*Indirect Manufacturing Cost*	253.233.103.644	18.551.875,72
3.	*Fixed Manufacturing Cost*	43.641.432.926	3.197.174,57
	Total	1.844.051.978.614	135.095.383,05

Tabel 4.29 *General Expense* (GE)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	Administrasi	64.541.819.251,48	4.728.338,41
2.	*Sales expense*	239.726.757.219,78	17.562.339,80
3.	*Research*	92.202.598.930,68	6.754.769,15
4.	*Finance*	16.451.377.400,98	1.205.229,11
	Total	412.922.552.802,92	30.250.736,47

Tabel 4.30. *Total Production Cost*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	*Manufacturing Cost*	1.844.051.978.614	135.095.383,05
2.	*General Expense*	412.922.552.802,92	30.250.736,47
	Total	2.256.974.531.416,58	165.346.119,52

Tabel 4.31.*Fixed Cost* (Fa)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	Depresiasi	33.250.615.562	2.435.942,53
2.	*Property tax*	6.234.490.418	456.739,22
3.	Asuransi	4.156.326.945	304.492,82
	Total	43.641.432.926	3.197.174,57

Tabel 4.32. *Variabel Cost* (Va)

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Raw Material*	556.719.679.036	40.785.324

Tabel 4.32. *Variabel Cost* (Va) (lanjutan)

2	*Packing n Shipping*	249.651.229.644	18.289.467
3	Utilitas	892.007.496.717	65.348.535
4	*Royalties & patents*	37.447.684.447	2.743.420
	Total Va	1.735.826.089.843	127.166.746,51

Tabel 4.33. *Regulated Cost* (Ra)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	Gaji karyawan	11.610.000.000	850.549,45
2	*Payroll overhead*	570.564.000	41.799,56
3	*Plant overhead*	2.535.840.000	185.775,83
4	Supervisi	475.470.000	34.832,97
5	*Laboratorium*	475.470.000	34.832,97
6	*Maintenance*	49.875.923.344	3.653.913,80
7	*General expense*	412.922.552.803	30.250.736,47
8	*Plant supplies*	7.481.388.502	548.087,07
	Total	485.947.208.648	35.600.528,11

4.7.6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk	= $ 1,44 /kg
Annual Sales (Sa)	= Rp 2.496.512.296.437
Total Cost	= Rp 2.256.974.531.417
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 239.537.765.021
Pajak Pendapatan	= 50%
Keuntungan setelah pajak	= Rp 119.768.882.510

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. ***Percent Return On Investment (ROI)***

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

ROI sebelum pajak = 58 %

ROI sesudah pajak = 29 %

2. ***Pay Out Time (POT)***

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

POT sebelum pajak = 1,52 tahun

POT sesudah pajak = 3 tahun

3. ***Break Even Point (BEP)***

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

BEP = 45,05 %

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

SDP = 34,67 %

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 415.632.694.531

Working Capital = Rp 242.422.401.508

Salvage Value (SV) = Rp 33.250.615.562

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

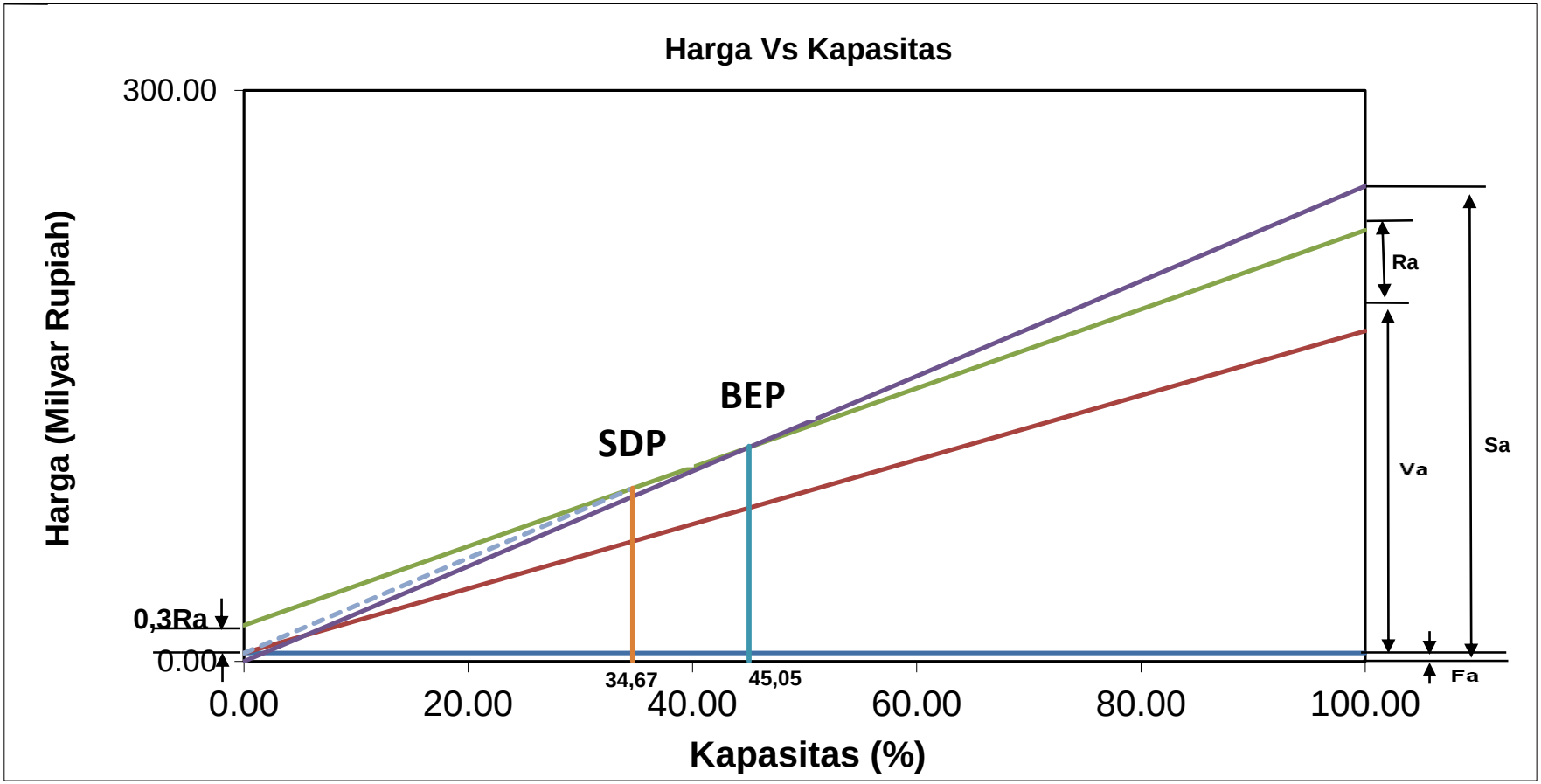
CF = Rp 169.470.875.474

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

R = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i = 19,5



Gambar 4.7 Grafik BEP dan SDP Pabrik *Ethylene* dari *Methanol* kapsitas 100.000 ton/thn

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik pembuatan *ethylene* dari *methanol* berkapasitas 100.000 ton/tahun ,dapat digolongkan beresiko rendah, karena

1. Berdasarkan proses, kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk, lokasi pabrik serta modal yang cukup rendah, sehingga tergolong pakrik *high risk*.
2. Pendirian pabrik *ethylene* terutama dengan bahan baku *methanol* cukup menarik investor karena akan menjadi pabrik pertama di Indonesia yang menggunakan bahan baku *methanol*.
3. Dari segi bahan baku, ketersediaan *methanol* sangat melimpah, sehingga dapat menunjang operasional pabrik.
4. Berdasarkan analisa kelayakan ekonomi yang telah dihitung :

a) Keuntungan yang diperoleh

Keuntungan sebelum pajak Rp239.537.765.021/tahun, dan keuntungan setelah pajak (50%) sebesar RpRp119.768.882.519/tahun.

b) *Return On Investment* (ROI)

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 58%, dan ROI setelah pajak sebesar 29%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 40 % (Aries & Newton, 1955).

c) *Pat Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 1,52 tahun dan POT setelah pajak selama 3tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

d) *Break Even Point* (BEP)

Break Event Point (BEP) pada 45,05%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 34,67%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

e) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 19,5*%. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 10,5 % (www.ojk.go.id,7* agustus2015 *). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank (1,5 x 10,5% = 15,75%).*

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *ethylene* dari *methanol* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat prosesatau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk *ethylene*dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.
4. Lebih teliti dalam penentuan alat , sehingga dapat mendapakan keuntungan yang optimum.
5. Pabrik harus bermanfaat bagi masyarakat lokal maupun nasional

DAFTAR PUSTAKA

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

Bird,Bryon.R.,Edwin,N.L.,and Warren, E.Stewart., 2001,*Transport Phenomena*, John Wiley and Sons, Ic., New York

Biro Pusat Statistik, 2015, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta

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

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

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

Evans, L,Frank., 1980, *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, volume* 2, Gulf Publishing Company, USA.

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

Kunii, Daizo, and Levenspiel Octave, 1969, *Fluidization Engineering*, Book 1-2, , John Wiley and Sons, Inc., New York

Levenspiel, O., 1990, *Chemical Reaction Engineering*, 3rd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York

Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston

Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

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

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Tedy Jamaludin dan Pipit Prianggun, 2002 *Pra Rencana Pabrik Pembuatan Ethylene Kapasitas Produksi 103.000 Ton Per Tahun*., UNSRI., Inderalaya.

Treyball, R.E., *"Mass Transfer Operation"*, 1959, 3rd edition, Mc. Graw Hill, Kogakusha Co. Ltd., Tokyo.

US Patent No. 5.990.369,1995.*"Process for Producing Light Olefin"*.

LAMPIRAN A

REAKTOR

Jenis : *Fluidized Bed Reactor (isothermal reactor)*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi *methanol* menjadi *ethylene*

Kondisi Operasi : Suhu : 475 ^{o}C

Tekanan : 1,36 atm

Reaksi : endotermis

Tujuan :

1. Menghitung tinggi reaktor
2. Menghitung diameter tube reaktor
3. Menghitung diameter *freeboard* reaktor
4. Menghitung berat katalis
5. Menghitung *pressure drop*

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

Reaksi Utama:

$2CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$

$2\ CH_3OCH_3 \longrightarrow C_2H_4 + 2CH_3OH$

$2CH_3OH \longrightarrow C_2H_4 + 2H_2O$

Reaksi Samping:

$C_2H_4 + CH_3OCH_3 \longrightarrow C_3H_6 + CH_3OH$

$CH_3OH \longrightarrow CO + 2H_2$

$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$

$CH_3OH + H_2 \longrightarrow CH_4 + H_2O$

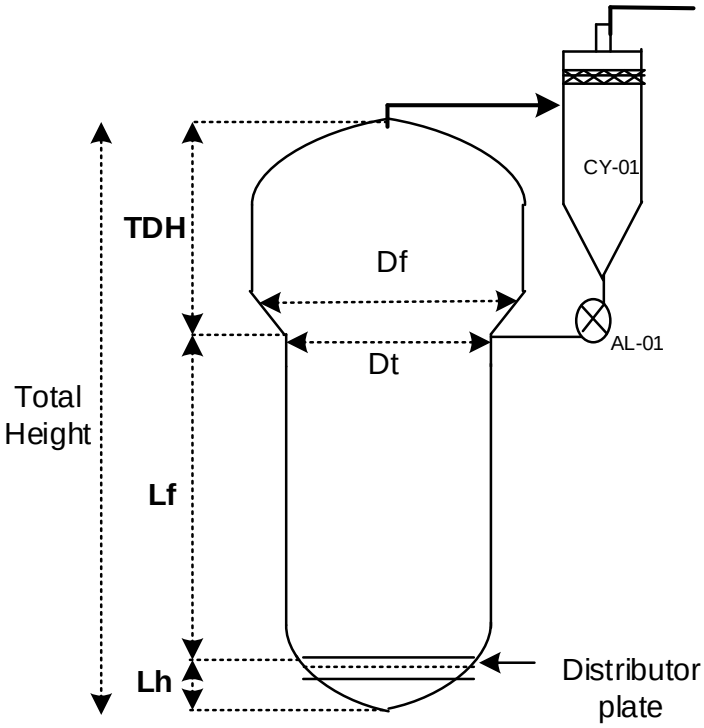
Katalis : *Silicaluminophospate* (SAPO-34)

Konversi : 99%

Perbandingan *methanol* dengan air : 80% : 20%

Fase reaksi : Gas – Padat

Pemakaian Katalis



Fungsi pemakaian katalis adalah untuk mengarahkan reaksi ke produk yang diinginkan. Pada reaksi pembentukan *ethylene* dari bahan baku *methanol*, menggunakan katalis SAPO-34 . katalis akan lebih aktif pada suhu 400-500 ^{o}C dan tekanan 1 atm. Kondisi optimum dari reaksi katalis ini yaitu 450-480 ^{o}C.

(US Patent 5990369,1995)

a. Komposisi umpan dan produk dalam reaktor

Tabel 1 Komposisi Umpan dan Produk

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CH3OH	27555	278,3333333
H2O	6902,55511	15521,21431
C2H4		12817,93157
C3H6		4833,577547
CO		306,3254906
CO2		481,3686281
CH4		175,0431375
H2		43,76078438
Total	**34457,555**	**34457,555**

b. Menghitung BM rata-rata

Tabel 2 Berat molekul campuran

komponen	mol	yi	bm i
CH3OH	861,0938	0,691881	22,14019
H2O	383,4753	0,308119	5,546141
total	1244,569	1	27,68633

P = 1,36 atm

R = 82,05 x 10^{-2} m^3 atm / K Kmol

T = 748 K

Bm i = 27, 6863

c. Menghitung densitas umpan

$$\rho = \frac{P\ BM}{R.T} = \frac{(1{,}36\ atm).(\ 27{,}6863 \frac{kg}{kmol})}{\left(82{,}05\ x10^{-3} atm \frac{m^3}{kmol} K\right).(\ 748K)}$$

ρ = 6,1439 kg/m^3

d. Menghitung Viskositas umpan

Metode Bird :

$\mu_C = 7{,}70\ (BM)^{1/2}\ (P_C)^{2/3}(T_C)^{-1/6}$

$\varepsilon / K = 0{,}77\ T_C$

$\sigma = 2{,}44\ (\frac{T_C}{P_C})^{1/3}$

$KT / \varepsilon = T / 0{,}77\ T_C$

$\mu = 2{,}6693.10^{-5} (M.T)^{1/2} / (\sigma^2 \Omega_\mu)$

$\mu = poise$

$P_C = atm$

$K_C = K$

(Bird,1924)

Tabel 3 Viskositas campuran

Komponen	**BM**	**μc**	σ	**kT/e**	Ω_μ	**μ (poise)**	**μ.xi**
CH3OH	32	285,6296522	4,5337905	1,90	1,198	0,000168	0,000116
H2O	18	401,9765096	3,5083334	1,50	1,315	8,17E-06	2,52E-06

total			8,042124		2,513		0,000119

$$\frac{1}{\sqrt{8}}\left(1+\frac{Mi}{Mj}\right)^{-1/2}\left[1+\left(\frac{\mu i}{\mu j}\right)^{1/2}\left(\frac{Mj}{Mi}\right)^{1/4}\right]^2$$

(Bird,1924)

Tabel 3 Viskositas campuran (Lanjutan)

i	j	Mi/Mj	μi/μj	ϕij	xi.ϕij	$\sum_{j=1}^{7} xi\theta ij$
1	1	1	1	1	0,69188	3,231185
	2	1,778	20,537901	8,241284	2,539305	
2	1	0,5625	0,0486905	0,401272	0,277632	0,585752
	2	1	1	1	0,30812	
Total						3,816937

$$\mu camp = \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xj.\varphi j.} = 4{,}0201\ 10^{-5}\ gr/cm.s$$

(Bird,27)

e. Laju alir gas

Q = 34457,555 kg/jam

= 5608,371 m^3/jam

= 1,5578 m^3/s

1. Menentukan Tipe dan Bahan Konstruksi Reaktor

- Menentukan Tipe Reaktor (Ullmann, Vol B4:242)

Dipilih reaktor tipe fluidized bed dengan pertimbangan:

- Profil temperatur dalam reaktor seragam, pengoperasiannya juga mudah karena unggun terfluidisasi menyebabkan proses lebih stabil.
- Penanganan dan transportasi produk lebih mudah dilaksanakan
- Tingginya koefisien perpindahan panas antara unggun dengan permukaan pemanas/pendingin yang terdapat di dalamnya
- Luas kontak antara padatan dan gas lebih besar karena padatan berbentuk butiran kecil

- Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor (Brownell&Young,1979).

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA 212 grade B dengan pertimbangan:

- Bahan tahan terhadap panas (sampai dengan 538 ^{o}C)
- Mempunyai tekanan maksimum yang besar (sampai dengan 16.250 psi)

2. Menentukan Dimensi Reaktor

dp = 0,0075 cm

$\rho s = 1{,}25\ g/cm^3$

$\rho g = 0{,}00614\ g/cm^3$

$\mu g = 4{,}02 \times 10^{-5}$

- **Menentukan Kecepatan Pada Saat Fluidisasi Minimum**

Untuk semua range diameter partikel, berlaku persamaan :

$$\frac{dp.Umf.\rho g}{\mu} = \left[(28,7)^2 + 0,0494\,\frac{dp^3.\rho g\,(\rho p-\rho g)g}{\mu^2}\right]^{1/2} - 28,77$$

(Kunii,1991)

$$\frac{(0,0075\,x\,Umf\,x\,0,00614)}{0,0000402} = \left[(33,7)^2 + 0,0408\,x\,\frac{(0,0075)^3\,x\,0,00614\,x\,(1,25-0,00614)\,x\,980}{(0,0000402)^2}\right]^{0.5} - 33,7$$

Umf = 1,4271 cm/s

= 0,014271 m/s

- **Menentukan Kecepatan Terminal**

$$Ut = \left[\frac{4\,x\,(\rho p-\rho g)^2\,x\,g^2}{225\,x\,\rho g\,x\,\mu}\right]^{1/3} x\,dp$$

(Kunii,1991)

$$= \left[\frac{4\,x\,(1,25-0,00614)^2\,x\,980^2}{225\,x\,0,003614\,x\,0,0000402}\right]^{1/3} x\,0.0075$$

= 35,5993 cm/s

= 0,3599 m/s

Cek Re = $\dfrac{\mathrm{dp}.\rho_g \mathrm{Ut}}{\mu}$

$$= \frac{0{,}0075 x 0{,}00614 x 23{,}7328}{0{,}0000402}$$

= 40,8009 diantara 0,4 – 500

(Kunii,1991)

- **Menghitung Diameter Zona Reaksi (dt)**

Uo/Umf antara 1-250

Ut/Umf = 24,945 (rasio Ut/Umf antara 10:1 dan 90:1)

(Kunii,1991,)

Umf = 1,4271 cm/s

Ut = 35,5993 cm/s

Diambil Uo = 88 x Umf (Uo = 84 – 180 Umf)

(Kunii,1991)

= 124,157 cm/s

= 1,242 m/s

Untuk diameter partikel < 0,8 mm maka harga Uo yang diijinkan antara 0,1 sampai 5 m/s

(Kunii,1991)

Laju alir gas (Q) = 34.457,555 kg/jam

Volume rate gas total $= \frac{m}{\rho}$

$= \frac{34.457{,}555 kg/jam}{6{,}14 kg/m^3}$

$= 5.608{,}371 \ m^3/jam$

$= 5.608{,}371 \frac{m^3}{jam} x \frac{1\ jam}{3600\ s}$

$= 1{,}557 \frac{m^3}{s}$

Menggunakan persamaaan kontinuitas :

$\rho 1 . A1 . U1 = \rho 2 . A2 . U2$

$\rho 1 . Q1 = \rho 2 . A2 . U2$

Karena $\rho 1 = \rho 2$

Q1 = A2 . U2

$A = \frac{Q}{Uo}$

$= \frac{1{,}557\ m^3/s}{1{,}242\ m/s}$

$= 1{,}25477\ m^2$

$$dt = \left[\frac{4.A}{\pi}\right]^{1/2}$$

$$= \left[\frac{4\,x\,1{,}2547}{\pi}\right]^{1/2}$$

= 1,264 m

Dengan faktor keamanan 20 % maka :

dt = 1,2 x 1,264 m

= 1,517 m

- **Menghitung Transport Disengaging Height (TDH)**

Uo = 124,157 cm/s

dt = 1,517 m

Dari fig.3.16, diperoleh harga (TDH/dt) = 2,1

(Kunii,1991)

TDH = 2,1 x dt

= 3,186 m

- **Menghitung Diameter Freeboard (Df)**

Untuk menghindari terjadinya entrainment atau aliran partikel padat pada freeboard, maka kecepatan gas pada freeboard (Uc = 0,7 Uo)

Uc = 0,8690 m/s

Menggunakan persamaaan kontinuitas :

$$\rho 1.A1.U1 = \rho 2.A2.U2$$

$$\rho 1.Q1 = \rho 2.A2.U2$$

Karena $\rho 1 = \rho 2$

Q1 = A2 . U2

$$Af = \frac{Q}{Uc}$$

$$= \frac{1{,}5578\ m^3/s}{0{,}8890 m/s}$$

$$= 1{,}511\ m^2$$

$$Df = \left[\frac{4.Af}{\pi}\right]^{1/2}$$

$$= \left[\frac{4\,x\,1{,}9116}{\pi}\right]^{1/2}$$

= 1,511 m

Dengan faktor keamanan 20 % maka :

Df = 1,2 x 1,511 m

= 2,569 m

- **Menghitung Tinggi Freeboard (Tf)**

Dari Mc.Ketta vol.23 hal 126 untuk perancangan yang memadai dipakai tinggi 6-10 m diatas permukaan bed (lmf) direncanakan freeboard = 6 m

Tinggi freeboard dihitung dari TDH

Tf = 6 – TDH

= 6 – 3,186 m

= 2,814 m

- **Menghitung Tinggi Head Bagian Bawah (Lh)**

Dipilih *elliptical dished head*, sehingga :

Lh = $\frac{1}{4} x\, dt$

= $\frac{1}{4} x 1{,}517 m$

= 0,379 m

Dengan faktor keamanan 20 % maka :

Lh = 1,2 x 0,379 m

= 0,455 m

- **Menghitung Konstanta yang diperlukan untuk menghitung tinggi zona reaksi**

1. Menghitung Ub (kecepatan *bubble* menaiki bed)

$$Ub = Uo - Umf + Ubr$$

(Levenspiel,1999)

Dimana :

$$Ubr = 0{,}711.(g.db)^{1/2}$$

dp = 0,005 cm

ρs = 1,25 gr/cm^3

ρg = 0,00614gr/cm^3

ρs- ρg = 1,243 gr/cm^3

Dari Kunii,1991 fig.14 halaman 122, diperoleh :

$$\frac{dbr\,\max}{dp} = 110$$

dbr max = 110 x 0,0075

dbr max = 0,825 cm

= 0,00825 m

$Ubr = 0{,}711.(g.db)^{1/2}$

(Levenspiel,1999)

= 0,202 m/s

= 20,2 cm/s

Maka :

$Ub = Uo - Umf + Ubr$

= 1,242 – 0,01427 + 0,202

= 1,429 m/s

2. Mengitung δ (fraksi *fluidized bed*)

$\delta = (Uo - Umf)/Ub$

(Levenspiel,1999)

= (0,1242 – 0,01427) / 1,429

= 0,8585

3. Menghitung εmf (fraksi ruang kosong saat fluidisasi minimum)

$$\varepsilon_{mf} = 0.586\,\phi^{-0.72}\left(\frac{\mu^2}{\rho_g g(\rho_s - \rho_g) d_p^{\,3}}\right)^{0.029}\left(\frac{\rho_g}{\rho_s}\right)^{0.021}$$

$$= 0{,}586x0{,}6^{-0{,}72}\left(\frac{0{,}0000402^{\,2}}{0{,}00614\,x980(1{,}25 - 0{,}00614)0{,}0075^{3}}\right)^{0{,}029}\left(\frac{0{,}00614}{1{,}25}\right)^{0{,}021}$$

= 0,607

4. Menghitung ε (fraksi ruang kosong)

$\varepsilon = 1-(1-\varepsilon_{mf})(1-\delta)$

= 1- (1 – 0,607)(1-0,858)

= 0,944

5. Menentukan γb (rasio padatan yang terdispersi)

γb diantara 0,001 – 0,01

(Levenspiel,1999)

= 0,005 (kuni 1991)

6. Menghitung γc (rasio padatan dalam *cloud wake* dan *volume bubble*)

$$\gamma c = \delta(1-\in mf).\left[\frac{3.Umf/\in mf}{Ubr-Umf/\in mf}+\alpha\right]$$

(Levenspiel,1999)

$$= 0{,}858\,(1-0{,}607)\,x\left[\frac{3\,x\,0{,}01427/0{,}607}{0{,}165\ -0{,}0142/0{,}607}+0{,}2\right]$$

= 0,2001

7. Menghitung γe (Rasio padatan dalam emulsi)

$$\gamma_e = (1-\varepsilon_{mf})(1-\delta)-\gamma_c-\gamma_b$$

(Levenspiel,1999)

= (1 – 0,607)(1-0,858) – 0,2001 – 0,005

= -0,149

8. Menghitung Kbc (Konstanta keseimbangan antara *bubble* dan *cloud wake*)

$$Kbc = 4{,}5\left(\frac{Umf}{db}\right)+5{,}85\left(\frac{\wp^{1/2}.g^{1/4}}{db^{5/4}}\right)$$

(Levenspiel,1999)

$$= 4{,}5\,x\left(\frac{0{,}01427}{0{,}0825}\right)+5{,}85\,x\left(\frac{0{,}1662^{1/2}\,x\,9{,}8^{1/4}}{0{,}00825^{5/4}}\right)$$

= 1704,918

9. Menghitung Kce (konstanta kesetimbangan antara *cloud wake* dan emulsi)

$$Kce = 6{,}78\left[\frac{(\in mf\,.\,\wp.\,Ub)}{db^3}\right]^{1/2}$$

$$= 6{,}78\left[\frac{(0{,}607\,x\,0{,}1662\,x\,1{,}429)}{82}\right]^{1/2}$$

= 3432,975

$$C_A = C_{Ao}(1 - X_A)$$

$$\frac{C_{Ao}}{C_A} = \frac{1}{(1 - X_A)}$$

$$\ln \frac{C_{Ao}}{C_A} = \ln \frac{1}{(1 - X_A)}$$

Maka,

$$\text{Ln}\,\frac{C_{A0}}{C_A} = \left[\gamma b \,.\, k + \frac{1}{\frac{1}{\delta \,.\, K_{bc}} + \frac{1}{\gamma c \,.\, k + \frac{1}{\frac{1}{\delta \,.\, K_{ce}} + \frac{1}{\gamma e \,.\, k}}}} \right] . \frac{Lf}{Uo}$$

(Levenspiel,1999)

Dimana :

k = konstanta kecepatan reaksi kimia = 25,67 m^3 /mol.s

(journal,Schoenfelder.H et al)

Lf = tinggi dari bubbling bed (m)

Uo = kecepatan gelembung (m/s)

$$\ln 1/(1 - 0{,}99) = \left(0{,}005x25{,}6 + \frac{1}{\frac{1}{0{,}858x1704{,}918} + \frac{1}{0{,}200x25{,}6 + \frac{1}{\frac{1}{0{,}858x3432{,}975} + \frac{1}{-0{,}149x25{,}6}}}} \right) \frac{Lf}{1{,}242}$$

Lf = 4,043 m

Dengan faktor keamanan 20%, maka :

Lf = 1,2 x 4,043

= 4,448

- **Menghitung Tinggi Reaktor (L)**

L = TDH + Lh + Lf

= 3,186 + 0,455+ 4,448

= 8,089 m

- **Menghitung Kebutuhan Katalis**

$$W = At\ x\ Lmf\ x(1-\in m)\ x\ \rho p$$

$$At = 1/4\ x\ \pi\ x\ Dt^2$$

= 1/4 x 3,14 x $(1,517)^2$

= 1,25 m^2

$$\frac{Lf}{Lmf} = \frac{(1-\in m)}{(1-\in mf)} = \frac{\rho m}{\rho mf}$$

$$1-\delta = \frac{(1-\in m)}{(1-\in mf)} = \frac{\rho m}{\rho mf}$$

$$Lf = \frac{Lmf}{(1-\delta)} = \frac{Lmf.(1-\in mf)}{(1-\delta).(1-\in mf)}$$

$$5{,}443 = \frac{Lmf.(1-0{,}629)}{(1-0{,}875).(1-0{,}629)}$$

Lmf = 5,443 m

$$W = 4{,}988\ x\ 1{,}34\ x\ (1-0{,}953)\ x\ 1250$$

= 387,0006 kg

= 0,387 ton

Jadi kebutuhan katalis = 0,387 ton

3. Menentukan Tebal Reaktor

Dari Brownell hal 251, dipilih bahan dengan spesifikasi :

- *Carbon steel*
- Plate carbon steel = SA-212 grade B
- T desain = 748^{o}K
- P operasi = 1,36 atm
- Tekanan maksimum diperbolehkan (f) = 16250 psia

- Efisiensi pengelasan = 85 %
- Faktor korosi (C) = 0,125
- Diameter reaktor (ID) = 1,517 m = 59,730 in

Persamaan yang digunakan :

$$t = \frac{P.ID}{f.E - 0{,}6.P} + C$$

(Brownell&Young,1979)

dimana,

P= Tekanan design reaktor, 1,36 atm = 20,021 psia

ID = Inside Diameter (jari-jari) = 1,517 m = 59,730 in

f = Tekanan maks yang diijinkan sesuai bahan yang dipakai = 16250 psi

E= Effisiensi pengelasan = 0,85

C = Faktor Koreksi = 0,125

Maka,

$$t = \frac{20{,}021x59{,}730}{16250\,x\,0{,}85 - 0{,}6\,x\,20{,}021} + 0{,}125$$

Tebal reaktor = 0,337 in

Dipilih tebal reaktor standart = 0,375 in = 0,010 m

IR = 0,759 m = 2,489 ft

OR = IR + t

= 0,759 + 0,010 m

= 0,768 m = 2,520 ft

Tebal head

$$t = \frac{P \,.\, ID}{2f \,.\, E - 0{,}2 \,.\, P}$$

$$t = \frac{20{,}021 x 101{,}538}{2x16250 \; x \, 0{,}85 - 0{,}2x \, 20{,}021} + 0{,}125$$

t = 0,304 in

t head standard = 0,3125 in

4. Menghitung *Pressure Drop*

Persamaan yang digunakan :

$$\frac{\Delta P}{Lmf} = (1 - \in mf).(\rho s - \rho g).(g / gc)$$ (Kunii,1991)

Dimana;

ΔP = pressure drop (lb/ft^2)

ρs = density katalis

= 1250 kg/m^3 = 78,035 lb/ft^3

ρg = density gas

= 6,14 kg/m^3 = 0,384 lb/ft^3

$$\frac{Lmf}{Lf} = 1-\delta$$

$$\frac{Lmf}{4,448} = 1-0,858$$

Lmf = 0,629 m

$$\frac{\Delta P}{0,679} = (1-0,607).(78,035-0,384).1$$

= 19,160 lb/ft^2

= 9,355 g/cm^2

= 0,009 atm

5. Ukuran Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Menghitung dimensi gas distributor

- Menghitung ΔP melalui distributor

ΔP = 10 % dari ΔP reaktor

= 0,1 x 9,355 gr/cm^2

= 0,935 gr/cm^2

- Menghitung koefisien orifice (Cd)

$$N_{\mathrm{Re}} = \frac{Dt.\rho p.Umf}{\mu g}$$ (Kunii,1991,)

$$= \frac{1{,}517m\ x\ 6{,}14\,Kg/m^3\ x\,0{,}01427\ m/s}{0.0000402\ gr/cm.s}$$

= 2.878.496

Dari Kunii,1991, fig 3.12 halaman 88 untuk, maka koefisien orifice (Cd) adalah 0,6

- Menghitung Uor

Persamaan yang digunakan :

$$Uor = cd\left(\frac{2.gc.\Delta P}{\rho g}\right)^{1/2}$$

(Kunii,1991, p.88)

$$= 0{,}6\left(\frac{2.(980).(0{,}935)}{0{,}00614}\right)^{1/2}$$

=751,141 cm/s

- Menghitung jumlah lubang (Nor)

Diameter orifice 2 cm maka;

$$Nor = \frac{4.Uo}{Uor.\pi.Dor^2}$$

$$= \frac{4\,x\,124{,}157}{751{,}141\,x\,\pi\,x\,2^2}$$

$= 5{,}26\ m^2$

Jumlah lubang = 5 lubang tiap m^2

Gas Input Reaktor

T = 475 ^oC

= 748 ^oK

P = 1,36 atm

ρ = 6,14 kg/m^3

= 0,384 lb/ft^3

Q =5.608,371 m^3/jam

= 55,016 ft^3/s

Pipa Pemasukan Umpan

$Di = 3{,}0 \,.\, (Qf)^{0,36} \,.\, (\mu c)^{0,18}$

= 2,053 in

Digunakan pipa standart 2,065 in

Gas Output Reaktor

T = 475 ^oC

= 748 ^oK

P = 1,36 atm

ρ = 6,14 kg/m^3

= 0,384 lb/ft^3

Q = 5.608,371 m^3/jam

= 55,016 ft^3/s

Pipa Pengeluaran Produk

$Di = 3,0 . (Qf)^{0,36} . (\mu c)^{0,18}$

= 2,053 in

Digunakan pipa standart 2,065 in

Menghitung dimensi koil pemanas

- Menghitung Dimeter Koil

Persamaan yang dipakai:

$Di = 3,0 . (Qf)^{0,36} . (\mu c)^{0,18}$ (Peters, 1991)

Dimana;

Qf : laju alir dowtherm A = 3.272,639 kg/jam = 0,032 cuft/s

ρ : density air = 39,65 lb/cuft

Maka:

$Di = 3,0 . (3.272,639)^{0,36} . (0,00011)^{0,18}$

= 0,198 in

Dipilih Diameter nominal = 0,25 in

Dari table 11 p. 844 Kern,1950. didapatkan

OD	=	0,540	in
ID	=	0,364	in
Flow area	=	0,104	in^2
Surface area	=	0,095	ft^2/in ft

- Menghitung luas Koil Menyeluruh

Persamaan yang digunakan:

$A = 4,6 . (V)^{2/3}$

Dimana;

A : luas area koil

V : volume reaktor pada zona reaksi

$= \pi/4 . (1,517 m)^2 . 4,448 m$

$= 8,040 m^3$

maka:

$A = 4{,}6 \cdot (8{,}040)^{2/3}$

$= 18{,}462\ m^2$

$= 198{,}719\ ft^2$

- Menghitung Jumlah Lingkaran Koil

Jumlah Lingkaran = A/A'

Dimana :

A' : luas satu lingkaran koil

$= \pi \cdot Dc \cdot a't$

Dc : diameter lingkaran koil

= Dt – 2 . jarak koil dari dinding reaktor

$= 1{,}517\ m \cdot \frac{3{,}12\ ft}{1\ m} - 2\ x3{,}5\ in. \cdot \frac{1\ ft}{12\ in}$

$= 4{,}150\ ft$

A' $= \pi \cdot 4{,}150\ ft \cdot 0{,}095\ ft^2/ft$

$= 1{,}239\ ft^2$

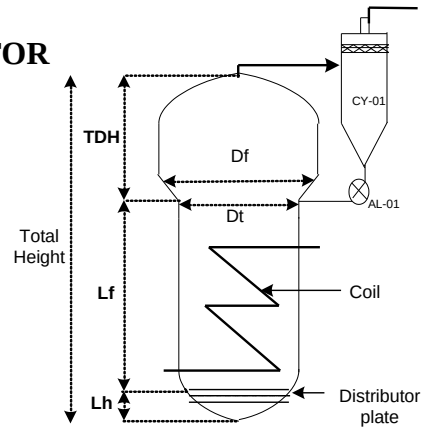
Jumlah lingkaran koil

= A/A'

$= \frac{198{,}719}{1{,}239}$

$= 160{,}435 \approx 160$ lingkaran

RESUME REAKTOR



Fungsi	Tempat Terjadinya Reaksi	
Type	Fluidized Bed Reactor	
Tinggi total (L)	9,203	M
Total Disengaging Head (TDH)	3,290	M
Tinggi Zone Reaksi (Lf)	5,443	m
Tinggi Head Bawah (Lh)	0,470	m
Diameter Freeboard (Df)	2,653	m

Diameter Zone reaksi (Dt)	1,567	m
Tebal	0,2500	in
Bahan	Plate Steel SA 212 grade B	
Kondisi Operasi	1,36	atm
	475	^{o}C

DAFTAR SIMBOL

δ = Fraksi *fluidized bed* yang terdiri dari gelembung (*bubbles*)

εmf = Fraksi ruang kosong fase emulsi pada saat fluidisasi minimum

γb = Rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung dan *volume bubble* dalam bed

γc = Rasio padatan dalam *cloud wake* dan *volume bubble* dalam *bed*

γe = Rasio padatan dalam emulsi dan *volume bubble* dalam *bed*

ρp = Densitas padatan katalis, g/cm^3

ρg = Densitas gas, g/cm^3

μg = Viskositas gas, g/cm.s

$\wp$	=	Difusifitas gas, cm^2/s
A	=	Luas permukaan zona reaksi, m^2
Af	=	Luas permukaan *freeboard*, m^2
db	=	Diameter *bubble* rata-rata, cm
dbo	=	Diameter *bubble* saat keluar dari distributor plate, cm
dbm	=	Diameter *bubble* maksimal, cm
dp	=	Diameter partikel, cm
Df	=	Diameter *freeboard*, m
dt	=	Diameter zona reaksi, m
Dor	=	Diameter *orrifice*, cm
F	=	Laju alir *volumetric*, cm^3/s
G	=	Konstanta gravitasi, 980 cm^2/s
gc	=	Konstanta gravitasi, 32,2 $lbf.ft/lb.s^2$
Kbc	=	Konstanta keseimbangan antara *bubble* dan *cloud wake*, s^{-1}
Kce	=	Konstanta keseimbangan antara *cloud wake* dan emulsion, s^{-1}
M	=	Laju alir massa, gr/s

Umf	=	Kecepatan minimum fluidisasi, cm/s
Ut	=	Kecepatan terminal partikel saat jatuh, cm/s
Uo	=	Kecepatan gas saat melewati *bed*, cm/s
Ub	=	Kecepatan *bubble* naik melewati *bed*, cm/s
Ubr	=	Kecepatan *bubble* relatif terhadap fase emulsi, cm/s
Uor	=	Kecepatan gas saat melewati *orrifice*, cm/s
Nor	=	Jumlah *orrifice* per unit area *distributor plate*, cm^{-2}
TDH	=	*Transport Disengaging Height*, tinggi pada saat tidak ada partikel yang terbawa gas pada *freeboard*, m
Lh	=	Tinggi *head* bagian bawah, m
Tf	=	Tinggi *freeboard*, m
x	=	Konversi
W	=	Berat katalis dalam *bed*, gram
Lt	=	Tinggi zona reaksi, cm
Lmf	=	Tinggi zona fluidisasi minimum, cm

LAMPIRAN

MENARA DESTILASI 01 (MD-01)

Fungsi : Memisahkan campuran antara H_2 dan CH_4 dengan C_2H_4 dan C_3H_6 dengan kecepatan umpan 17892.193 kg/jam

Jenis : *Sieve Tray*

Menara distilasi digunakan untuk memisahkan campuran i-C_4 berdasarkan titik didihnya. H_2 dan CH_4 dengan titik didih rendah akan terdistribusi lebih banyak pada distilat sedangkan C_2H_4 dan C_3H_6 yang mempunyai titik didih lebih tinggi akan terdistribusi lebih banyak pada bottom. Campuran tersebut dianggap masuk pada kondisi uap jenuh, setelah terpisah sampai kemurnian yang diinginkan, distilatnya sebagian akan direcycle dan sebagian dikembalikan sebagai refluks.

1. Langkah-langkah Merancang Menara Distilasi-01

Langkah-langkah dalam merancang Menara Distilasia dalah sebagai berikut :

1). Perhitungan *dew point* dan *bubble point*

- *Dew point* : Σ Xi = Σ Yi/Ki = 1 [4]
- *Bubble point* : Σ Yi = Σ Xi x Ki = 1 [4]

Diambil asumsi bahwa larutan yang ada adalah larutan ideal dan uap yang ada berlaku sebagai gas ideal sehingga fugasitas gas dan aktifitas larutan dianggap =1, sehingga berlaku persamaan :

$$K_i = \frac{P_i}{P} \qquad \ldots(A.1)$$

Volatilitas relative komponen 1 terhadap komponen *heavy key* dihitung dengan persamaan :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}} \qquad \ldots(A.2)$$

2). Menentukan jumlah s*tage* minimum

Jumlah *stage* minimum dihitung dengan persamaan Fenske [3] :

$$N_{\min} = \frac{\log\left[\left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right]_D \left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right]_B\right]}{Log\,\alpha_{lk}} \qquad \ldots(A.3)$$

3). Menentukan rasio *refluk* minimum

Minimum *refluk* ratio dihitung dengan persamaan underwood [6]:

$$\sum \frac{\alpha_{i,avg}.X_D}{\alpha_{i,avg} - \theta} = R_{\min} + 1 \qquad \ldots(A.4)$$

dan

$$\sum \frac{\alpha_{i,avg}.X_F}{\alpha_{i,avg} - \theta} = 1 - q \qquad \ldots(A.5)$$

Dimana asumsi umpan masuk pada kondisi uap jenuh (q = 0)

4). Menentukan letak *feed plate*

Letak *feed plate* dihitung berdasarkan persamaan Kirk – Bridge [5] :

$$\frac{(N+1)}{(M+1)} = \frac{\log\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_D \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_F\right]}{\log\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_F \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_B\right]} \qquad \ldots(A.6)$$

5). Perhitungan *plate to plate*

Jenis *condenser* yang digunakan : Parsial

Reboiler yang digunakan : Parsial

Umpan diasumsikan : uap jenuh

Cairan (L) dan uap (V) : tetap

A.2. PerhitunganMenara Distilasi-01

Hasil perhitungan di Menara Distilasi-01 adalah sebagai berikut :

- Perhitungan shortcut

1). Kondisi umpan :

Kondisi operasi : P = 5 atm

T = 195.4542686 K = -77.69573144 °C

Tabel A.2.(a). *Trial and error* harga fraksi mol umpan per kesetimbangan fase uap-cair = 1

Komponen	kg/jam	fi (kgmol/jam)	yi	Pio (mmHg)	Ki=pio/p	xi=yi/ki	α
H2	65.641	32.8205	0	1.919E+11	50512064.85	0	67926730.22
CH4	175.043	10.9401	0.0187393	39796.7559	10.472830	0.0017893	14.0834696
C2H4	12817.932	457.7832	0.7841323	2825.7778	0.7436257	1.0544718	1
C3H6	4833.577	115.0851	0.197128	155.5266	0.0409280	0	0.0550385
total	17892.193	583.8086	1			1.056261	

2.) Kondisi distilat :

Kondisi operasi : P = 5 atm

T = 170.2086686 K = -102.7913314 °C

Tabel A.2.(b). *Trial and error* harga fraksi mol distilat per kesetimbangan fase uap-cair = 1

Komponen	Kg/jam	di (kgmol/jam)	Yi	Pio	Ki=pio/p	xi=yi/Ki	α
H2	65.6411	32.8205	2.4912	6907328953	1817718.145	0	8597710.168
CH4	174.1679	10.8854	0.8262	17624.62267	4.6380	0.1781	21.9377
C2H4	64.0896	2.2889	0.1737	803.3916959	0.2114	0.8217	1
C3H6	0	0	0	24.35083652	0.0064	0	0.0303
Total	238.2575	13.1744	1			0.99992	

3.) Kondisi Bottom :

Kondisi operasi : P = 5 atm

T = 207.9564374 K = -65.19356262 °C

Tabel A.2.(b). *Trial and error* harga fraksi mol bottom per kesetimbangan fase uap-cair = 1

Komponen	kg/jam	bi (kgmol/jam)	xi	Pio	Ki=pio/p	yi=yi.Ki	α
H2	0	0	0	1.15123E+12	302954454.9	0	246383649.2
CH4	0.875	0.05470098	9.586E-05	56448.99388	14.85499839	0.001424	12.08111864
C2H4	12753.842	455.494354	0.798224785	4672.497271	1.229604545	0.981500823	1
C3H6	4833.576	115.0851357	0.201679355	322.5832191	0.084890321	0.017120625	0.069038718
Total	17588.293	570.6341906	1			1.000045448	

- Menghitung rasio *refluk* minimum

Umpan diasumsikan uap jenuh q = 0 [4], sehingga nilai ∑=1 maka dengan persamaan (A.5) dapat dicari harga θ :

$$\sum \frac{\alpha_i . x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	θ =	13
H2	0	46025375.67	0.0000	
CH4	0.018739353	12.99019387	1.0668	
C2H4	0.784132392	1	-0.0667	
C3H6	0.197128255	0.061887275	-0.0010	
Σ			0.9991	

Trial nilai θ sehingga jumlah persamaan (A.5) = 1, sehingga diperoleh nilai θ = 13. Setelah diketahui nilai θ , maka R_{min} dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan (3.4) sebagai berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i . x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Komponen	$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i.x_{i,d}/(\alpha_i-\theta)$
H2	2.49123753	8597710.168	0.00000
CH4	0.826260448	21.93777053	1.97545
C2H4	0.173739552	1	-0.01477
C3H6	0	0.030310043	0.00000
Σ			1.96068

Rm + 1 = 1.9607

Rm = 0.9607

R = 1.5 * 0.9607 = 1.4410

- Menghitung jumlah *stage* minimum

Dari persamaan (3.3) dapat dicari jumlah *stage* minimum :

$$N_m = \frac{\log\left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right]_b}{\log \alpha_{LK}} =$$

= 3.7946

- Menentukan jumlah *plate* teoritis

$$\frac{R_m}{R_m+1} = \frac{0.9607}{1.9607} = 0.48998$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{1.4410}{2.4410} = 0.59033$$

dari fig 11.11 [3] Coulson&Richardson,1999.Maka didapat $N_{min}/N = 0.83$

Sehingga, N = 3.7946 /0.83

= 4.5718 = 5 plate

- Efisisensi plate

Efisiensi plate dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan :

$$E_0 = \frac{N_{teoritis}}{N_{actual}}$$

(Coulson&Richardson,1999.546)

Efisiensi plate diestimasikan dengan persamaan o'connell

$E_0 = 51 - 32{,}5.log(m_{avg}.a_{avg})$ *(Coulson&Richardson,1999)*

Dimana : m_{avg} = *molar viscosity dari feed rata-rata*

a_{avg} = *volatilitasrelatif rata - rata light komponen*

viskositas cairan sebagai fungsi suhu dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan :

$$\mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$ (Yaws)

T = 189.0826 K

Komponen	A	B	C	D	Vis (cp)
H2	27.758	2.12E-01	-0.0000328	0.006667083	0

CH4	3.844	4.01E-01	-1.43E-04	0.007457515	0.00013975
C2H4	-3.985	3.87E-01	-1.12E-04	0.006522521	0.00511452
C3H6	-7.23	3.42E-01	-9.45E-05	0.005401926	0.00106487

αa = 16.2798

μa = 6.3191E-03

$\mu a.\alpha a$ = 0.1029

Sehingga efisiensi plate :

E_0 = $51 - 32{,}5.\log(m_{avg}.\ a_{avg})$

= 83.1000 %

Sehingga jumlah *plate actual* :

$$Nactual = \frac{Nteoritis}{Efisiensiplate}$$

N_{actual} = 6.0168 *stage* = 6 *stage*

- Menentukan Letak Umpan & A*ctual Plate*

Untuk menentukan letak umpan dan *actual plate* dapat menggunakan persamaan *Kirkbride (Coulson&Richardson,1999)* :

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0{,}206\log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Dimana :

Nr	=	jumlah stage di atas feed
Ns	=	jumlah stage di bawah feed, termasuk reboiler parsial
B	=	jumlah produk bottom
D	=	jumlah produkdistilat
xf_{HK}	=	konsentrasi heavy key di feed
xf_{LK}	=	konsentrasi light key di feed
xd_{HK}	=	konsentrasi heavy key di distilat
xb_{LK}	=	konsentrasi light key di bottom

Sehingga jumlah stage termasuk reboiler (Nr + Ns) = 6 stage

log(Nr/Ns)	=	-6.24E-01
Nr/Ns	=	0.2380
Nr+Ns	=	6.00
Ns	=	4.8467
Nr	=	1.1533
feed tray	=	1 dari bawah

- Menghitung dimensi menara

1. Tinggi menara

   Tinggi = (jumlah stage actual - 1 stage reboiler).plate spacing + disengangement + tinggi ruang cairan di bawah)

   Sehingga Tinggi menara = (5-1).0,6+0.256+2 = 5 m

2. Diameter Kolom

Liquid-vapor flow factor (Coulson&Richardson,1999)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

F_{LV} distilat = 0.0644

F_{LV} bottom = 4.6176

plate spacing 0.6 m antara 0.3-0.6 (RK Sinnot,1999)

nilai K_1 dari Fig 11.27

K_1,distilat	0.09
K_1,bottom	0.0435

Flooding vapor velocity (Coulson&Richardson,1999)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

uf top = 0.8201 m/s

uf bottom = 0.2618 m/s

Design percent flooding at maximum flow rate = 0.9

uv top = 0.7381 m/s

uv bottom = 0.2356 m/s

Maximum volumetric flow-rate

distilat 0.0196

bottom 0.0274

Net area required

distilat 0.0265

bottom 0.1165

As first trial take percent downcomer area = 0.120

Column cross-sectioned area

top = 0.0301 m²

bottom = 0.1324 m²

Column diameter

top = 0.1959 m

bottom = 0.4106 m

Dengan selisih 0.2148 m, sehingga dipakai kolom diameter 0.4106 m

- Menentukan tebal dindingdantebal *head*

a. Tebal dinding

Digunakan bahan *carbon stell* SA 283 *grade* C

Tekanan design (P) : 88.1757 psi

Allowable stress : 12650

Effisiensi sambungan : 0,8

Faktor korosi : 0,125 in

Jari-jari tangki : 20.71814648 in

$$t_S = \frac{P.\frac{D}{2}}{fE - 0{,}6.P} + C$$

$$= \frac{88.1757 \times 20.7181}{12650 \times 0.8 - 0.6 \times 88.1757} + 0.125$$

$$= 1.875 in$$

b. Tebal *head*

Bentuk *head* : *torispherical dished head*

Digunakan bahan *carbon stell* SA 178 *grade* C [2]

Tekanan design (P) : 88.1757 psi

Allowable stress : 12650

Effisiensisambungan : 0,80

Faktorkorosi : 0,125 in

Jari-jaritangki : 20.71814648 in

$$t_{head} = \frac{0.885 \times p \times r}{f \times e - 0.1 \times p} + c$$

$$= \frac{0.885 \times 88.1757 \times 20.7181}{12650 \times 0.80 - 0.6 \times 88.1757} + 0{,}125$$

$$= 0.2409 in$$

Dipilih tebal standard = $\frac{1}{4}$

c. Tinggi Head (hH)

dari tabel 5.7 Brownell hal.90

Ods = 18 in

tH = 0.2500 in

IDs = 17.625 in

didapat : icr = 7.2500 in

r = 16 in

a = IDs/2 = 8.8125 in

AB = a - icr = 1.5625 in

BC = r - icr = 8.7500 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 8.6094 in

b = r - AC = 7.3906 in

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 1/4 in didapat sf = 1.5 - 2.5 in

perancangan digunakan sf = 2.5 in

hH = tH + b + sf

= 10.1406 in

= 0.8451 ft

= 0.2576 m

MENARA DESTILASI 02 (MD-02)

Fungsi : Memisahkan campuran antara C_2H_4 dan C_3H_6 dengan kecepatan umpan 17588.2928 kg/j

Jenis : *Sieve Tray*

Menara distilasi digunakan untuk memisahkan campuran C_2H_4 dan C_3H_6 sehingga C_3H_6 mempunyai titik didih lebih tinggi akan terdistribusi lebih banyak pada bottom. Campuran tersebut dianggap masuk pada kondisi uap jenuh, setelah terpisah sampai kemurnian yang diinginkan, distilatnya sebagian akan direcycle dan sebagian dikembalikan sebagai refluks.

1. Langkah-langkah Merancang Menara Distilasi-02

Langkah-langkah dalam merancang Menara Distilasia dalah sebagai berikut :

6). Perhitungan *dew point* dan *bubble point*

- *Dew point* : Σ Xi = Σ Yi/Ki = 1 [3]
- *Bubble point* : Σ Yi = Σ Xi x Ki = 1 [3]

Diambil asumsi bahwa larutan yang ada adalah larutan ideal dan uap yang ada berlaku sebagai gas ideal sehingga fugasitas gas dan aktifitas larutan dianggap =1, sehingga berlaku persamaan :

$$K_i = \frac{P_i}{P} \qquad \ldots(A.1)$$

Volatilitas relative komponen 1 terhadap komponen *heavy key* dihitung dengan persamaan :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}} \qquad \ldots(A.2)$$

7). Menentukan jumlah s*tage* minimum

Jumlah *stage* minimum dihitung dengan persamaan Fenske [3] :

$$N_{\min} = \frac{\log\left[\left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right]_D \left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right]_B\right]}{Log\,\alpha_{lk}} \qquad \ldots(A.3)$$

8). Menentukan rasio *refluk* minimum

Minimum *refluk* ratio dihitung dengan persamaan underwood [6]:

$$\sum \frac{\alpha_{i,avg}.X_D}{\alpha_{i,avg} - \theta} = R_{\min} + 1 \qquad \ldots(A.4)$$

dan

$$\sum \frac{\alpha_{i,avg}.X_F}{\alpha_{i,avg} - \theta} = 1 - q \qquad \ldots(A.5)$$

Dimana asumsi umpan masuk pada kondisi uap jenuh (q = 0)

9). Menentukan letak *feed plate*

Letak *feed plate* dihitung berdasarkan persamaan Kirk – Bridge [5] :

$$\frac{(N+1)}{(M+1)} = \frac{\log\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_D \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_F\right]}{\log\left[\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_F \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_B\right]} \qquad \ldots(A.6)$$

10). Perhitungan *plate to plate*

Jenis *condenser* yang digunakan : Parsial

Reboiler yang digunakan : Parsial

Umpan diasumsikan : uap jenuh

Cairan (L) dan uap (V) : tetap

A.2. PerhitunganMenara Distilasi-02

Hasil perhitungan di Menara Distilasi-02 adalah sebagai berikut :

- Perhitungan shortcut

2). Kondisi umpan :

Kondisi operasi : P = 5 atm

T = 207.9573 K = -65.1927 °C

Tabel A.2.(a). *Trial and error* harga fraksi mol umpan per kesetimbangan fase uap-cair = 1

komponen	kg/jam	fi (kgmol/jam)	xi	Pi	Ki=pi/p	yi=xi.Ki	α
CH4	0.875215688	0.05470098	0.0001	56450.2868	14.8553	0.0014	174.9864
C2H4	12753.84191	455.494354	0.7982	4672.6473	1.2296	0.9815	14.4844
C3H6	4833.575699	115.0851357	0.2017	322.5982	0.0849	0.0171	1.0000
total	17588.2928	570.6342	1.0000			1.0001	

2.) Kondisi distilat :

Kondisi operasi : P = 5 atm

T = 203.0292 K = -70.1208 °C

Tabel A.2.(b). *Trial and error* harga fraksi mol distilat per kesetimbangan fase uap-cair = 1

komponen	kg/jam	di (kgmol/jam)	yi	Pio	Ki=pio/p	xi=yi/Ki	α
CH4	0.8752	0.0547	0.0001	49346.7122	12.9860	0.0000	201.4464
C2H4	12626.3035	450.9394	0.9988	3862.1585	1.0164	0.9827	15.7664
C3H6	21.0840	0.5020	0.0011	244.9620	0.0645	0.0172	1.0000
total	12648.2627	451.4961	1			0.9999	

3.) Kondisi Bottom :

Kondisi operasi : P = 5 atm

T = 261.1670 K = -11.9830 °C

Tabel A.2.(b). *Trial and error* harga fraksi mol bottom per kesetimbangan fase uap-cair = 1

komponen	kg/jam	bi (kgmol/jam)	xi	Pio	Ki=pio/p	yi=xi.Ki	α
CH4	0.0000	0.0000	0.0000	203117.9152	53.4521	0.0000	67.0465
C2H4	127.5384	4.5549	0.0382	23189.9225	6.1026	0.2333	7.6547
C3H6	4812.4934	114.5832	0.9618	3029.5066	0.7972	0.7668	1.0000
total	4940.0319	119.1381	1			1.0001	

- Menghitung rasio *refluk* minimum

Umpan diasumsikan uap jenuh q = 1 [4], sehingga nilai ∑=0 maka dengan persamaan (A.5) dapat dicari harga θ :

$$\sum \frac{\alpha_i . x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	θ =	1.2309
CH4	0.0001	174.9864	0.0001	
C2H4	0.7982	14.4844	0.8724	
C3H6	0.2017	1.0000	-0.8734	
		Σ =	-0.0009	

Trial nilai θ sehingga jumlah persamaan (A.5) = 0, sehingga diperoleh nilai θ = 1.2309 Setelah diketahui nilai θ , maka R_{min} dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan (3.4) sebagai berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i . x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Komponen	$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i.x_{i,d}/(\alpha_i-\theta)$
CH4	0.0001	201.4464	0.00012
C2H4	0.9988	15.7664	1.08335
C3H6	0.0011	1.0000	-0.00481
		Σ =	1.0787

Rm + 1 = 1.0787

Rm = 0.0787

R = 1.5 * 0.0787 = 0.1180

- Menghitung jumlah *stage* minimum

Dari persamaan (3.3) dapat dicari jumlah *stage* minimum :

$$N_m = \frac{\log\left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right]_b}{\log\alpha_{LK}} =$$

= 4.1833

- Menentukan jumlah *plate* teoritis

$$\frac{R_m}{R_m+1} = \frac{0.9607}{1.9607} = 0.0729$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{1.4410}{2.4410} = 0.1055$$

dari fig 11.11 Coulson&Richardson,1999. Maka didapat $N_{min}/N = 0.28$

Sehingga, N = 4.1833 /0.28

= 14.9402 = 15 plate

- Efisisensi plate

Efisiensi plate dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan :

$$E_0 = \frac{N_{teoritis}}{N_{actual}}$$ *(Coulson&Richardson,1999)*

Efisiensi plate diestimasikan dengan persamaan o'connell

$E_0 = 51 - 32{,}5.log(m_{avg}.a_{avg})$ *(Coulson&Richardson,1999)*

Dimana : m_{avg} = *molar viscosity dari feed rata-rata*

a_{avg} = *volatilitasrelatif rata - rata light komponen*

viskositas cairan sebagai fungsi suhu dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan :

$$\mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$ (Yaws)

T = 232.0981 K

komponen	A	B	C	D	Vis (cp)
CH4	-7.3801	3.19E+02	4.79E-02	-0.00014120	3.2690E-03
C2H4	-4.5611	3.08E+02	1.80E-02	-0.00003815	7.8754E-02
C3H6	-5.1758	4.30E+02	1.86E-02	-0.00003166	1.9501E-01
Total					2.7703E-01

αa = 3.9707

μa = 1.0219E-01

μa.αa = 0.4058

Sehingga efisiensi plate :

$E_0 = 51 - 32{,}5.\log(m_{avg}.\ a_{avg})$

= 63.7307 %

Sehingga jumlah *plate actual* :

$$Nactual = \frac{Nteoritis}{Efisiensiplate}$$

N_{actual} = 23.5365 *stage* = 23 *stage*

- Menentukan Letak Umpan & A*ctual Plate*

Untuk menentukan letak umpan dan *actual plate* dapat menggunakan persamaan *Kirkbride (Coulson&Richardson,1999)* :

$$\log\left(\frac{N_r}{N_S}\right) = 0{,}206\log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Dimana :

Nr	=	jumlah stage di atas feed
Ns	=	jumlah stage di bawah feed, termasuk reboiler parsial
B	=	jumlah produk bottom
D	=	jumlah produkdistilat
xf_{HK}	=	konsentrasi heavy key di feed
xf_{LK}	=	konsentrasi light key di feed
xd_{HK}	=	konsentrasi heavy key di distilat
xb_{LK}	=	konsentrasi light key di bottom

Sehingga jumlah stage termasuk reboiler (Nr + Ns) = 24 stage

log(Nr/Ns)	=	0.4258
Nr/Ns	=	02.6656
Nr+Ns	=	24
Ns	=	6.5473
Nr	=	17.4527
feed tray	=	17 dari bawah

- Menghitung dimensi menara

2. Tinggi menara

Tinggi = (jumlah stage actual - 1 stage reboiler).plate spacing + disengangement + tinggi ruang cairan di bawah)

Sehingga Tinggi menara = (24-1).0,6+2 = 15.8 m = 16 m

2. Diameter Kolom

Liquid-vapor flow factor (Coulson&Richardson,1999)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

F_{LV} distilat = 0.0199

F_{LV} bottom = 0.2608

plate spacing 0.6 m antara 0.3-0.6 (RK Sinnot)

nilai K_1 dari Fig 11.27

K_1,distilat 0.13

K_1,bottom 0.015

Flooding vapor velocity (Coulson&Richardson,1999)

$$u_f = K_1\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

uf top = 0.6783 m/s

uf bottom = 0.0761 m/s

Design percent flooding at maximum flow rate = 0.9

uv top = 0.6105 m/s

uv bottom = 0.0685 m/s

Maximum volumetric flow-rate

distilat 0.4671

bottom 0.4060

Net area required

distilat 0.7652

bottom 5.9249

As first trial take percent downcomer area = 0.120

Column cross-sectioned area

top = 0.8696 m²

bottom = 0.7369 m²

Column diameter

top = 1.0525 m

bottom = 2.9286 m

Dengan selisih 1.8671 m, sehingga dipakai kolom diameter 2.9286 m

- Menentukan tebal dinding dan tebal *head*

a. Tebal dinding

Digunakan bahan *carbon stell* SA 283 *grade* C

Tekanan design (P) : 88.1757 psi

Allowable stress : 12650

Effisiensi sambungan : 0,8

Faktor korosi : 0,125 in

Jari-jari tangki : 20.71814648 in

$$t_S = \frac{P.\frac{D}{2}}{fE - 0{,}6.P} + C = 0.4340$$

Dipilih tebal standard 1 1/2

b. Tebal *head*

Bentuk *head* : *torispherical dished head*

Digunakan bahan *carbon stell* SA 178 *grade* C [2]

Tekanan design (P) : 88.1757 psi

Allowable stress : 12650

Effisiensisambungan : 0,80

Faktorkorosi : 0,125 in

Jari-jaritangki : 20.71814648 in

$$t_{head} = \frac{0.885 \times p \times r}{f \times e - 0.1 \times p} + c$$

t_{head} =0.2763

Dipilih tebal standard 5/16

c. Tinggi Head (hH)

dari tabel 5.7 Brownell&Young,1979 hal.90

Ods = 48 in

tH = 0.4375 in

IDs = 43.75 in

didapat : icr = 7.2500 in

r = 43 in

a = IDs/2 = 2.36875 in

AB = a - icr = 16.4375 in

BC = r - icr = 35.75 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 31.747 in

b = r - AC = 11.2530 in

Dari tabel 5.6 Brownell&Young,1979 hal.88 dengan th 1/4 in didapat sf = 1.5 - 2.5 in

perancangan digunakan sf = 2.5 in

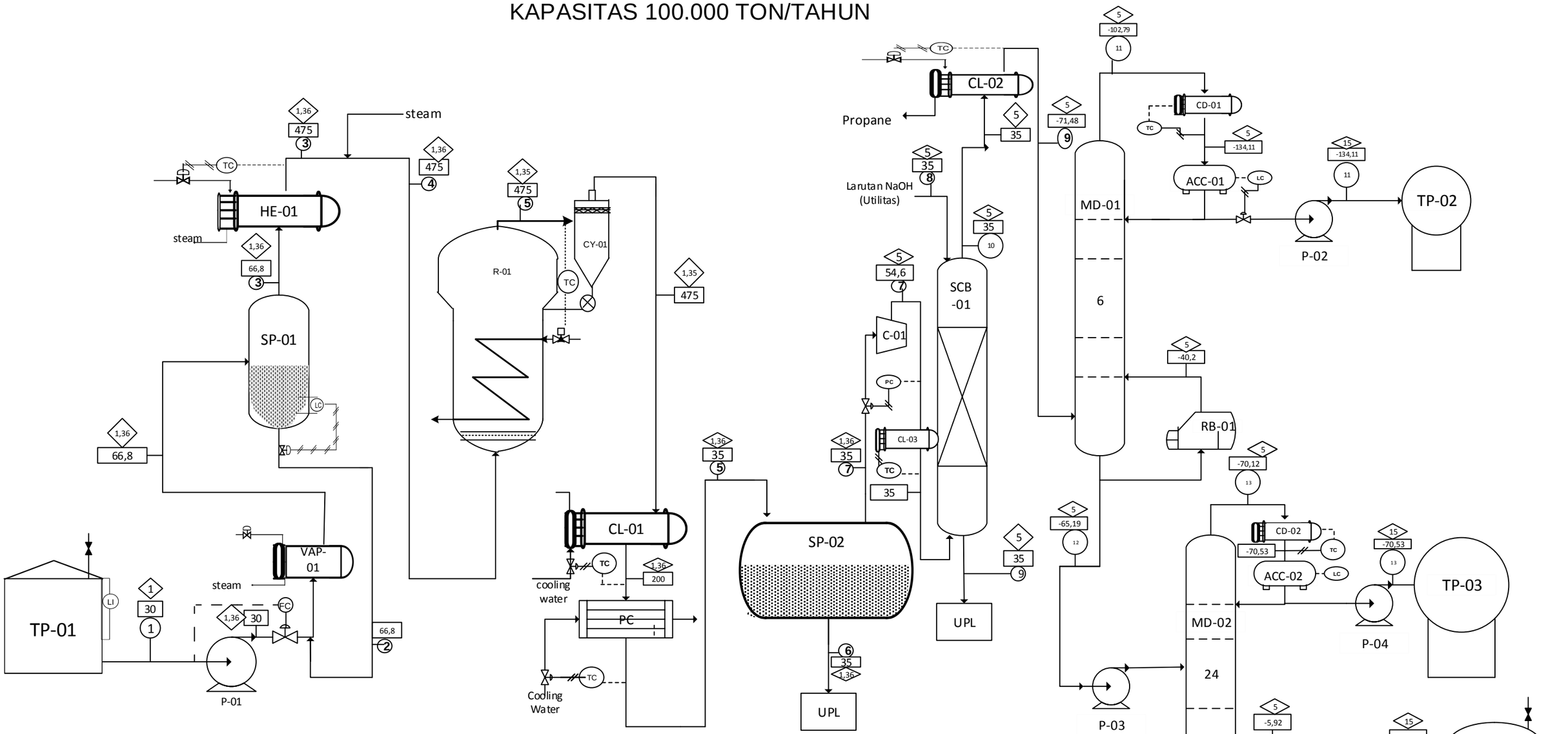
hH = tH + b + sf

= 14.7905 in

= 1.825 ft

= 0.3604 m

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ETHYLENE DARI METHANOL
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
CH3OH	27555,00	6888,75	27555,00	27555,00	278,33333	278,33333	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	-	-	6902,5551	6902,5551	15521,214	15521,214	-	14003,451	14200,375	-	-	-	-	-
C2H4	-	-	-	-	12817,932	-	12817,932	-	-	12817,932	64,089658	12753,842	12626,303	127,53842
C3H6	-	-	-	-	4833,5775	-	4833,5775	-	-	4833,5775	-	4833,5775	21	4812
CO	-	-	-	-	306,32549	-	306,32549	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	481,36863	-	481,36863	-	-	-	-	-	-	-
CH4	-	-	-	-	175,04314	-	175,04314	-	-	175,04314	174,16792	0,8752157	0,8752157	-
H2	-	-	-	-	43,760784	-	43,760784	-	-	65,641177	65,641177	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	3500,8628	1750,4314	-	-	-	-	-
Na2CO3	-	-	-	-	-	-	-	-	2319,3216	-	-	-	-	-
total	27555,00	6888,75	34457,56	34457,56	34457,55	15799,55	18658,01	17504,31	18270,13	17892,19	303,90	17588,29	12648,26	4940,03

ALAT	KETERANGAN
Acc	Accumulator
CD	Condenser
CL	Cooler
HE	Heater
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
EV	Expansion Valve
TP	Tangki Penyimpanan
SCB	Scrubber
SP	Separator
PC	Partial Condenser
CYN	Cyclone
VAP	Vaporizer

SIMBOL	KETERANGAN
LC	Level Controller
LI	Level Indikator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
○	Nomor Arus
□	Suhu, C
◇	Tekanan, atm
	Control Valve
----------	Electric Connection
————	Piping
//////	Udara Tekan
	Vent

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ETHYLENE DARI METHANOL
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh:
1. AGUS KURNIAWAN (11 521 065)
2. MUHAMAD YUSUP (11 521 082)

Dosen pembimbing:
1. Dyah Retno Sawitri, ST, M.Eng