SKRIPSI

PRA RENCANA PABRIK
ETILBENZENA DARI ETILENA DAN BENZENA
DENGAN KATALIS ZEOLIT

Kapasitas 50.000 ton/tahun

Disusun Oleh :

SULFI FINDHU ARIESTA 01.14.122

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

MARET 2006

PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama:	: **SULFI FINDHU ARIESTA**
N I M	: **01.14.122**
Jurusan / Program Studi	: **Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**
Fakultas	: **Teknologi Industri**

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

"PRA RENCANA PABRIK ETILBENZENA
DARI ETILENA DAN BENZENA dengan KATALIS ZEOLIT"

Adalah Tugas Akhir hasil karya sendiri bukan merupakan cuplikan serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, Maret 2006

Tertanda

SULFI FINDHU ARIESTA.

ALHAMDULLILAH.....Kata yang terucap dari mulut ini hanya kepada-Mu Ya ALLAH sebagai Tuhan dari segala alam semesta ini. Atas karunia - Mu aku telah dapat menyelesaikan tugas skripsi ini. Meskipun banyak cobaan yang menghampiriku, Engkau telah memberikan kekuatan dan kesabaran pada hamba – Mu ini untuk dapat melaluinya sehingga mencapai hasil yang terbaik. Jadikanlah hamba – Mu ini orang yang beriman dan selalu ingat kepada – Mu Ya Allah. Terima kasih atas semua yang telah Engkau berikan.....Amin.

- **Terima kasih yang sebesar - besarnya aku ucapkan kepada kedua orang tuaku yang telah memberikan doa, semangat untuk belajar, dan telah membiayai aku sampai lulus. Serta satu – satunya adek tersayang " Ғ ї Ť ă " yang suka ngocol ga' ketulungan n masih kuliah jangan ngiri ye???? He..3x....meskipun loe suka marah – marah, jahil, ga' sabaran n sering buat aku nangis, tapi loe tetep adek yang terbaik. "Best 4 U GirL". Eith....Pesen mba' jangan suka makan n ngemil banyak – banyak inget ga' waktu loe endut banget... NDA' ENAK KAN ????....he...3x.**

- **Terima kasih untuk ibu' HARIMBI S, yang telah membimbing kami, makasih ibu telah nguatin mental kami, buat Bu Nanik (makasih telah membantu skripsi ini). Terima kasih buat dosen penguji kami : Pak Elvi (makasih sudah menguji kami dengan sabar, sabar terus yaa Pak??), Pak Istadi (makasih kami dilulusin?), Buat Bapak Ibu Dosen ITN Malang yang telah melimpahkan ilmunya kepada kami : Bu Rini K.D (Dosen wali sulfi), Bu Muyassarah yang membimbing Penelitian, Bu Siswi, Pak Indrajanto, Pak Memet, Pak Kusnarjo, Pak Heru, Pak Bambang Susilo, Bu Nilna, Pak Arief, Pak Jimmy, Pak Sonantyo, Pak Bambang Purwadi, Pak Soenarto (Alm), Bu Soetiari (Alm), Mas Danie n juga Pak Kadi (Penjaga Lab yang doain aku) dan semua dosen yang yang mengajar fifin selama di Teknik Kimia.**

- **Terima Kasih toex my "Z Heart", yang udah kasih aku support nyelesaiin T.A ini, nganter jemput aku kemanapun aku berpijak, makasih atas kesabaranya selama ini, makasih mau menemani aku saat aku sedih – seneng, saat aku marah – marah pun kamu tetep bisa ngendaliin aku, makasih karena tetep manjain aku n perhatian ma aku yang selama ini belum pernah kurang, aku sendiri kadang juga heran "sekarang mas bukan mas Ndut yang dulu, now you are my best boy heartest" . Mas Pesen aku : dikurangin donk makan – nya, aduh sudah ndut gitu, mana "Keren", tapi yang aku bersyukur mas tetep sayang aku sampai saat ini, Oh iya PeDe nya itu lho...dikurangi, inget aku di rumah menunggu, jangan gandeng cewek sembarangan ya??? Inget kalo aku lagi kambuh "PUSiiiiiiiNG " kan???**

- ***Terima kasih to temen 2 seperjuangan : Shinta (my patner T.A, makasih atas kerjasamanya selama ini, mungkin aku punya salah yang aku sengaja atau tidak maafin aku ya??) Hafid n Idrus (makasih copyan CD n udah buatin Flowsheet), Robi n Galuh (makasih ya gokil-nya, ternyata kalian asyk jg, he...3x), Tunggul n Saipul (jagan tegang kalo ngadepin something, Arum n Rika (semangat !!!!), teman – teman makasih atas bantuan, dan saran – saranya ya??), Alhamdulillah Qta bisa lolos semua, amin.***

- **Terima kasih aku ucapin to my best friend ("ERVIN si Pinthul numpang lahir d Manado besar di Malang", tambah cantik aja loe,hik..3x, sahabat ku dari awal kuliah, inget ga dulu kita culun banget, sering maen di Batu Jahe 5, sampai kamu sekarang sama si "EL" dulu dpanggil "JIBET"(jagan suka berantem donk?? Kalian sekarang udah pada GD...), tapi nanti kamu juga jauh keluar jawa apakah kamu akan ke KLMTN nyusul EL, inget aku ya??ER skg Qta udah lulus bareng alhamdulillah dapet A lagi, amin keluar juga dari ITN, ER udah banyak yang kamu beri ke aku dari aku sering makan di rumah kamu sampai nginep sana saat di MLG ataupun dPandaan, n juga Mama udah kayak ibuk aku sendiri, temen curhat n bercanda, Mas Redy yang gonta – ganti pacar, mas Wiwid yang pendiem dan Papa yang nurut sama Mama waduh keluarga yang aneh, he..3x,Oke dech....you are my best friend).**

- **("MILDA si MeMe gadis Palembang" sahabat ku saat kuliah, saat kamu baca ini di perpustakaan aku pengen kamu inget aku, aduh kamu sekarang udah tambah dewasa, udah jauh lebih ngeh..maaf ya Me kami dulu sering buat kamu jengkel, abis kamu nda mudeng – mudeng sihc....,tapi kamu tetep baik hati n sabar, jaga ("si kecil Fara n Papa Ichan"ya Me?? meskipun nanti kamu jauh di Sumbawa ato di Palembang we always love you), insyaalloh aku ga' lupa kalian. Pesen ku Me : Jangan pernah ragu untuk melangkah inget yang di Sumbawa dan Palembang menunggu kamu dengan senyuman dan ucapan 'selamat').**

- **("RIKA si Surikem gadis Balikpapan keturunan Jawa suka Sisiran n Kemayu") sahabat ku selama kuliah di ITN, temen aku nih yang smart n kadang cerewetnya ampun deh....,Rikem yang jago makan nda mau NDUT n just sexy...always...makasih udah dengerin aku curhat, Kem.. "yang terpenting bukan apa dan bagaimana hasil akhir dari yang Qta perbuat, melainkan apa dan bagaimana Qta berbuat". Inget Kem nampang boleh tapi jgn ngecer donk??Qta udh S.T bukan arek2 sekolahan, Aku salut sama kamu bisa PeDe abis ya opo ya resepnya??"Kayak mana – Kayak mana" logat yang aku ga' akan lupain, makasih banyak ya??Maafin kalo aku punya salah ?? Banyak kali ya.....pastinya, kan Qta sering berantem juga, tapi dengan itu aku harap dimanapun nantinya kamu ndak lupa aku ya Kem...???**

❖ *Terima Kasih toex temen – temen Q - 3 ada Ana si Onal (yang suka mbanyol ternyata kamu gadis Pare, ealah..Na tetangga sendiri…di saat aku mulai kenal kamu ternyata kamu asyik juga…, aku wis tau bintang –mu lho…), Risa (aku suka kepribadian kamu T.O.P dimanapun kamu bisa nempatin situasi, SaLut…), Marisa si Mama (meskipun aku ga pernah deket banget sama mama tapi aku masih tau petuah – petuah yang dikasih, terus berjuang ma biar cepet selesai n pulang kampoeng), Chahyo n Nopex, Gogot n Momon, n All my friend Q – 3 yang mau T.A ayo cepetan jgn males ya rugi lho!!! Love U.*

❖ **Terima kasih juga buat temen – temen Qimia yang laen : Aze n Dedi as "Somad" (makasih aku beruntung bisa kenal kalian, jangan putus ya?? Eman pengejaran Somad dari SD sampai sekarang ketemuan pas kuliah, masih inget kok aku kan termasuk yang comblangi kalian…ingetnya waktu kalian malu – malu dan memungkiri semuanya Lucu n pepatah "Trisno Jalaran soko kulino", amin deh buat kalian makasih banyak support selama ini, dan kalian mau jadi temenku n jangan sampe putus ya???), Ika si Ndu' (Aku salut akhirnya turun juga berat badan kamu aku doain semoga yang kamu inginkan tercapai n cepet lulus). Buat teman-teman (Vira, Dina, Ikhsan, Punky, Bactiar, Galuh bin Gondrink, Buat temen – temenku yang udah lulus (Wakdah, makasih doanya dan petuahnya ; Atik, makasih keramaianya ; Haris si kecenk, makasih aku bisa fotocopy mendadak,saran n T.A yang aku pinjem ; Adit si Lipo, my pater penelitian makasih kesabaranya jadi temenku) and all.**

❖ **Thank's to mba'2 BeBiJi Fife (Ajenk, Ririn, Te- H, Tatik, Nuning n Papa Ronron, etc. Thank's to Kost BaiPan 39 (terutama Nurul bin Ulil yang udah kasih aku support cepetan skripsi n temen tidur aku yang setia dari SMA, kamu baik banget denger n tau semua curhatanku n semua masalah kita,..closed), Mas Ruli (yang selalu ngajak ketawa pas kumpul ber -4, makasih atas tumpangan istirahat n bakso "Pak Jenggot" Lezattttt…), Dewi (si centil yang suka dandan), Nanik n Mas Irul (pendiam dan menghanyutkan), Mba Titin (yang cerewet abis n speaker losss).Titin (Hebat bisa nakluk-in hati kangmas Ledy (si Tora Sudiro).Thank's to kost P.A/11 18 (Mas Wahyu, yang tambah hari tambah mumet, Mas Jun yang ganggu aku kerjain T.A, Mas Tajok yang sangar n baik hati, Mas Dani yang jaim abis, Mas umar yang kecenk n Pede GeDe, Mas Indra yang suka becanda tapi kadang metutut juga, Mas basri yang kayak Uki Peterpan, Mas Antok yang meluap – luap n doain aku, Mas Hendra yang dewasa, Mas Ernest yang pinter banget and all mas yang laen. Thank's to BeJat 10 (Ibuk kost yang baik hati, Yu'ni yang slalu setia nunggu kami pulang ke kost meskipun hujan mendera.., Santi, Sinta n Cici sodara kaki kiri Sulawesi, Asni kaki Kanan Sulawesi, Sastri ayo kalian semua harus cepet lulus dari ITN, si kecil Irsad (cucu ibuk kost) duh.. sekarang tambah pinter aja. Lina temen seperjuangan di ITN.**

❖ **Thank's to my AG 5789 TU yang dulu dan pernah aku sakiti dan udah anter aku sampai semester 5 tapi sekarang kamu udh ga' sama aku lagi aku selalu inget kok, to AG 3207 UQ yang udh setia nganter kemana pun aku pergi bolak balik NGK –MLG ga keitung kasih Qta sampai aku kelar kul, to W 2556 FK yang udh anter aku SBY-NGK-MJK n muter – muter refresing, juga Bapak Sopir Bis Restu, Sumber Kencono, Mandala, Cendana, Eka dan Puspa Indah yang selalu setia menunggu kapanpun aku butuhkan, Thank's.**

Thank's all insyaalloh aku inget terus sama kalian semua, maafin kalo selama ini aku pernah salah baik yang aku sengaja ato tidak,

" *MAAF YA FRIEND'S* "

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur ke pada Allah S.W.T, karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **"Pra Rencana Pabrik Etilbenzena dari Etilena dan Benzena dengan katalis zeolit kapasitas 50.000 ton/tahun"**.

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata – 1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Dr. Ir. Abraham Lomi, MSEE, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Wayan Sudjana, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
3. Bapak Ir. Indrajanto selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
4. Ibu Ir. Harimbi Setyawati, MT selaku Dosen Pembimbing.
5. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
6. Rekan-rekan yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Maret 2006

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN i

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI ii

PERNYATAAN KEASLIAN iii

KATA PENGANTAR iv

DAFTAR ISI v

DAFTAR GAMBAR vii

DAFTAR TABEL viii

ABSTRAKSI ix

BAB I PENDAHULUAN ..... I – 1

BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES ..... II – 1

BAB III NERACA MASSA ..... III – 1

BAB IV NERACA PANAS ..... IV – 1

BAB V SPESIFIKASI PERALATAN ..... V – 1

BAB VI PERENCANAAN ALAT UTAMA ..... VI – 1

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA ..... VII – 1

BAB VIII UTILITAS VIII-1

BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK ..... IX – 1

BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN ..... X – 1

BAB XI ANALISA EKONOMI ..... XI – 1

BAB XII KESIMPULAN DAN SARAN ..... XII - 1

DAFTAR PUSTAKA 1

APPENDIKS

A. PERHITUNGAN NERACA MASSA ..... A – 1

B. PERHITUNGAN NERACA PANAS ..... B – 1

C. SPESIFIKASI ALAT ..... C – 1

D. UTILITAS ..... D – 1

E. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI ..... E - 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.1 Blok Diagram Pembuatan Etilbenzena dengan katalis $AlCl_3$....II – 2

Gambar 2.1.2 Blok Diagram Pembuatan Etilbenzena dengan katalis BF_3.....II - 3

Gambar 2.1.3 Blok Diagram Pembuatan Etilbenzena dengan katalis zeolit....II – 5

Gambar 9.1 Lokasi Pabrik Etilbenzena..... IX – 4

Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik Etilbenzena..... IX – 7

Gambar 9.3 Tata Letak Peralatan Pabrik Etilbenzenna..... IX – 12

Gambar 10.1 Struktur Organisasi Pabrik Etilbenzena ..... X - 4

Gambar 11.1 Break Even Point Pra Rencana Pabrik Etilbenzena..... XI – 8

DAFTAR TABEL

Tabel 1.5.1	Data Prosentase Kenaikan Etilbenzena di Indonesia	I – 6
Tabel 2.2.1	Matrik Pemilihan Proses berdasarkan Aspek Teknis dan Ekonomis	II – 4
Tabel 7.1	Alat – Alat kontrol yang dipakai pada setiap peralatan	VII – 2
Tabel 7.2	Alat Keselamatan Kerja	VII – 7
Tabel 9.1	Perincian Luas Daerah Pabrik	IX – 6
Tabel 10.1	Jadwal Kerja Karyawan Pabrik	X – 13
Tabel 10.2	Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja	X – 20
Tabel 10.3	Daftar Upah (Gaji) Karyawan	X – 23
Tabel D.1.1	Total Kebutuhan Air Pendingin.....	D – 1
Tabel D.1.2	Total Kebutuhan Air Pemanas.....	D – 2
Tabel D.1.3	Total Total Kebutuhan Air.....	D – 3
Tabel D.1.4	Pemakaian Listrik untuk Proses Industri.....	D – 40
Tabel D.1.5	Pemakaian Listrik Untuk Utilitas.....	D – 41
Tabel D.1.6	Pemakaian Listrik Untuk Peneranga.....	D – 42
Tabel E.1	Indeks Harga Alat Pada Tahun Sebelum Evaluasi	E – 2
Tabel E.2	Harga Peralatan Proses.....	E – 5
Tabel E.3	Harga Peralatan Utilitas	E – 6
Tabel E.4	Daftar Upah (Gaji) Pegawai	E – 8
Tabel E.5	Cash Flow untuk NVP selama 10 tahun	E – 13
Tabel E.6	Cash Flow Untuk IRR.....	E – 14

ABSTRAKSI

Etilbenzena ($C_6H_5CH_2CH_3$) adalah salah satu produk yang dapat dihasilkan dari Etilena dan Benzena dengan Proses Friedel Craft dengan menggunakan katalis zeolit. Kegunaan Etilbenzena ($C_6H_5CH_2CH_3$) ini antara lain pada industri styrene, bahan baku pembuatan bleaching, pelumas, parfum dan bahan baku industri kimia lainya. Etilbenzena ($C_6H_5CH_2CH_3$) berupa cairan tidak berwarna dan berbau harum yang memiliki berat molekul 106,17 titik didih 136,2 ^{0}C dan viscositas 7,635 mol/L.

Pabrik Etilbenzena ($C_6H_5CH_2CH_3$) direncanakan didirikan di Cilegon Kabupaten Serang, Jawa Barat pada tahun 2008 dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dan waktu operasi 330 hari/tahun. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staf. Dari perhitungan analisa ekonomi didapatkan : TCI = $ 21.666.230,060

Laba bersih = $ 4.382.979,799

ROI_{BT} = 34,00 %

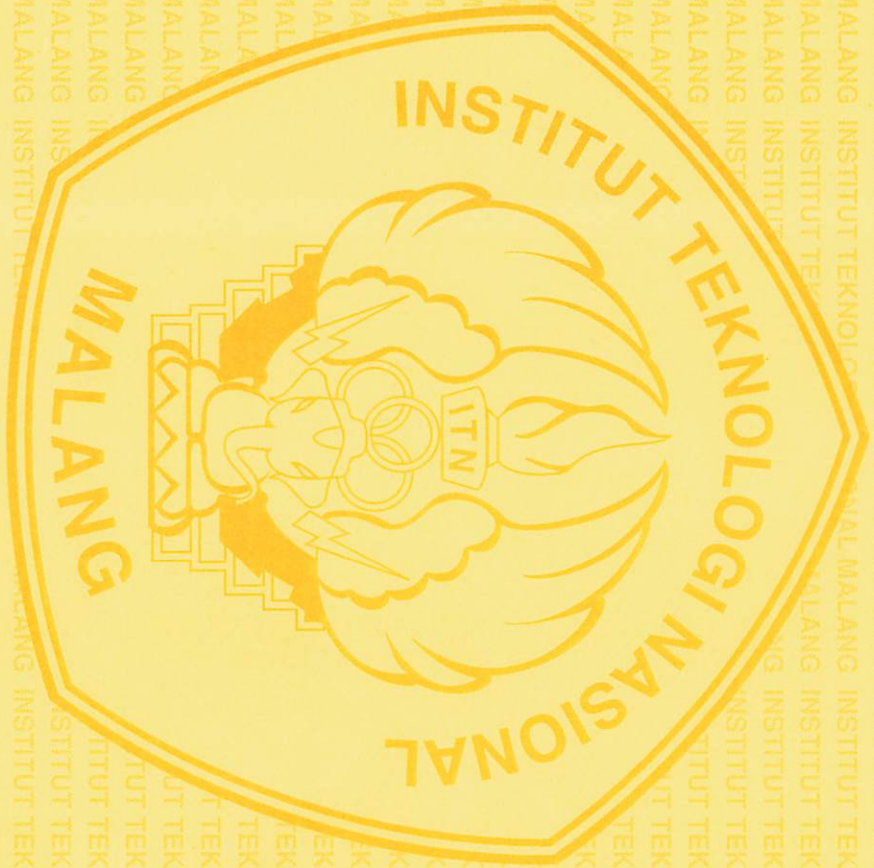
ROI_{AT} = 23,75 %

POT = 2,94 tahun

BEP = 48,76 %

IRR = 25,12 %

Berdasarkan hasil analisa ekonomi tersebut maka dapat diambil kesimpulan bahwa Pabrk Etilbenzena ($C_6H_5CH_2CH_3$) layak untuk didirikan.


INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
MALANG
ITN

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Etilbenzena atau sering juga disebut *phenylethane* dan *ethylbenzol* merupakan senyawa alkylaromatik dengan rumus kimia $C_6H_5CH_2CH_3$, berat molekul 106,168, dalam jumlah lebih dari 99% digunakan dalam pembuatan *styrene, ethyl antraquinon* dan *benzoic acid.* Styrene merupakan produk yang sangat penting karena dibutuhkan industri kimia dalam skala besar.

(Ullmann's, 1954)

Etilbenzena adalah suatu hidrokarbon cairan tidak berwarna, yang mudah terbakar dan digunakan didalam produksi karet sintetis, sebagai bahan pelarut untuk dammar dan sebagai komponen produk minyak tanah.

(www.efma org.com)

Kebutuhan Etilbenzena yang semakin meningkat di Indonesia sebagai sebagai bahan baku industri masih impor dari Amerika, Jepang, Korea dan Jerman. Oleh karena itu untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor dari negara lain perlu didirikan pabrik Etillbenzena dengan kapasitas yang memadai.

(Badan Pusat Statistik, Surabaya)

1.2. Sejarah Perkembangan Etilbenzena

Proses alkilasi aromatik hidrokarbon dengan olefin menggunakan katalis aluminiumklorida pertama kali dikemukakan oleh M. Balsohn pada tahun 1879. bagaimanapun juga Charles Friedel dan James M. Crafts adalah perintis dan penemu awal dengan menggunakan katalis aluminiumklorida. Beberapa tahun kemudian proses yang dikerjakan Friedel – Craff dengan reaksi kimia yang dominant digunakan dalam Etilbenzena.

Tahun 1965, 10% dari produksi Etilbenzena di Amerika, adalah super-fraksinasi campuran xylenes stream yang dihasilkan oleh katalis pembentukan naptha [2]. Tahun 1986, sejumlah turunan Etilbenzena yang dihasilkan diatas tidak layak untuk diproduksi karena peningkatan biaya energi.

Etilbenzena dikomersialkan pertama kali pada tahun 1930 oleh Dow Chemical di Amerika dan BASF di Jerman. Pada tahun 1986 kapasitas produksi dari ethylbenzene melebihi 14 x 10^6 millions, dimana 40 % diproduksi di Amerika Utara.

Secara umum Etilbenzena diproduksi dengan menggunakan fasa cair dengan katalis aluminiumklorida sedangkan pada fasa uap salah satunya menggunakan zeolit.

(Ullmann's, 1954)

1.3. Kegunaan Dan Manfaat Dari Etilbenzena

Adapun kegunaan dan manfaat dari Ethylbenzene adalah sebagai berikut :

1. Sebagai bahan baku dalam industri *Styrene monomer,Ethyl anthraquinon, Benzoic acid dan industri pembuatan cat.*
2. Sebagai bahan bakupembuatan Polystyrene, Styrene Butadien Ruber (SBR).
3. Sebagai bahan baku pembuatan bleaching dan pelumas.
4. Sebagai bahan baku pembuatan parfum, phenol.

(Keyes, 1956)

1.4. Sifat-sifat Bahan

1.4.1. Bahan Baku

1. Benzena (C_6H_6)

   a. Sifat-sifat fisika

   - Rumus molekul : (C_6H_6)
   - Berat molekul : 78,11
   - Titik didih : 80,1 ^{0}C
   - Titik beku : 5,5^{0}C
   - Densitas : 54,55 lb/ft^3
   - Viskositas : 0,6468 cp
   - Spesifik grafity : 0,879
   - Kemurnian : 99% mol
   - Larutan tak berwarna

b. Sifat kimia

- Dapat bercampur dengan alkohol, eter, aseton, CCl_4, carbon disulfit, asam asetat dan sedikit larut dalam air.

(Othmer 1950)

2. Etilena (C_2H_4)

a. Sifat-sifat fisika

- Rumus molekul : (C_2H_4)
- Berat molekul : 28,05
- Titik didih :9,5 ^{0}C
- Spesifik grafity : 0,978
- Kemurnian : 99,5% mol
- Densitas : 0,56674 g/cm^3
- Larutan tak berwarna dan berbau harum

b. Sifat kimia

- Mudah menguap, mudah terbakar

(Othmer 1950)

1.4.2. Bahan Pembantu

A . Katalisator

Jenis	: Zeolit
Bentuk	: Sperical (bola)
Diameter	: 3 mm
Porositas	: 0,34 mm
Unsur – unsur	: Silika dan Alumunium

Rasio : 80 % berat

Temperatur : 110 – 200 ^{0}C

Bulk density : 990 kg/m^3

1.4.3. Produk Utama

Produk utama yang dihasilkan adalah Ethylbenzene. Adapun sifat-sifatnya meliputi :

a. Sifat fisika

- Rumus molekul : C_8H_{10}
- Berat molekul : 106,17
- Titik didih : 136,2^{0}C
- Viskositas : 7,635 mol/L
- Spesifik grafity : 0,861
- Kemurnian : 99,9% berat
- Fase cair tidak berwarna dan berbau harum

b. Sifat kimia

- Tidak larut dalam air
- Larut dalam alkohol, eter dan karbon tetraklorida
- Mudah terbakar

(Othmer 1950)

1.5. Perhitungan Kapasitas Pabrik

Dalam mendirikan sebuah pabrik diperlukan suatu kapasitas produksi agar produksi dihasilkan sesuai dengan kebutuhan dalam negeri dan juga dapat menambah devisa bagi negara yang mengekspor produk yang dihasilkan.

Penentuan kapasitas produksi Ethylbenzene ini berdasarkan data pada tabel 1.1. Sehingga kapasitas produksi pada tahun 2003 ditentukan sebagi berikut :

Tabel 1.1. Konsumsi etilbenzena di Indonesia

Tahun	Impor (kg)	Kenaikan
1999	21450	0
2000	22350	0.041958
2001	20145	-0.09866
2002	23980	0.19037
2003	25745	0.073603

Sumber:Badan Pusat Statistik

Kenaikan rata-rata per tahun : 51,818%

Peluang kapasitas pada tahun 2008

$I_{2008} = I_{2003}(1 + i)^n$

$= 80435\ (1+0.051818)^5$

= 33.143,36 kg/tahun

= 33.143,36 ton/kg

Untuk memperbesar peluang kapasitas dapat dilakukan dengan mengekspor produk dari pabrik yang akan didirikan. Misalnya 50% dari produk akan diekspor, jika diketahui :

Peluang yang ada : P = 33.143,36 ton/kg

X = 50%

Maka peluang kapasitas baru

P' = P + (x . P)

= 33.143,36 ton/kg + (0,50 x 33.143,36 ton/kg)

= 49.715,03ton/tahun

Jadi peluang kapasitas produksi pabrik baru tahun 2008 adalah sebesar 49.715,03ton/tahun, sehingga dari peluang kapasitas diperoleh Pra Rencana Pabrik Etilbenzena diambil kapsitas 50.000 ton/tahun.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Untuk memproduksi Etilbenzena terdapat beberapa macam proses sehingga diperlukan pemilihan proses yang paling baik untuk digunakan sebagai dasar perancangan pabrik Etilbenzena di Indonesia.

2.1. Macam-macam proses pembuatan Etilbenzena

Perkembangan proses pembuatan Etilbenzena pada dasarnya mengarah pada bagaimana cara pembuatan Etilbenzena yang efisien. Proses pembbuatan Ethylbenzene ini terdapat 3 proses, yaitu :

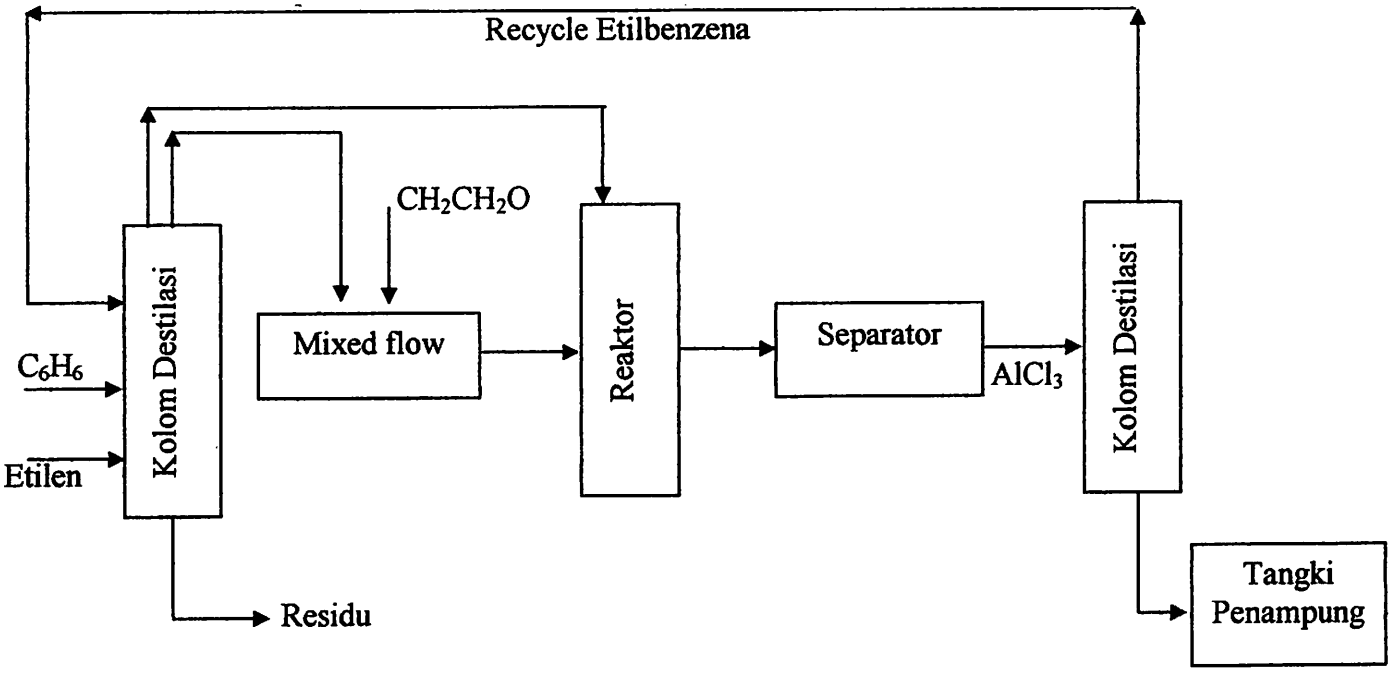
1. Proses Friedel Craft dengan katalis $AlCl_3$
2. Proses Friedel Craft dengan katalis BF_3
3. Proses Friedel Craft dengan katalis Zeolit

2.1.1. Proses Friedel Craft dengan katalis $AlCl_3$

Proses ini merupakan proses pembuatan Etilbenzena yang pertama kali dibuat dengan dua buah reaktor terpisah pada temperatur (80 – 100)^{0}C dan tekanan (14,5 – 29) psi. Produk yang diperoleh cukup besar dengan kemurnian 98 %. Komposisi aliran dalam reaktor berupa gas etilena dan fase cair dari katalis kompleks yang mengandung faktor korosi tingi, sehingga diperlukan pemilihan konstruksi alat betul-betul tepat.

$$C_6H_6 + CH_2{=}CH_2 \xrightarrow[\textit{Alumunium Klorida}]{} C_6H_5CH_2CH_3$$

(Othmer, 1950)



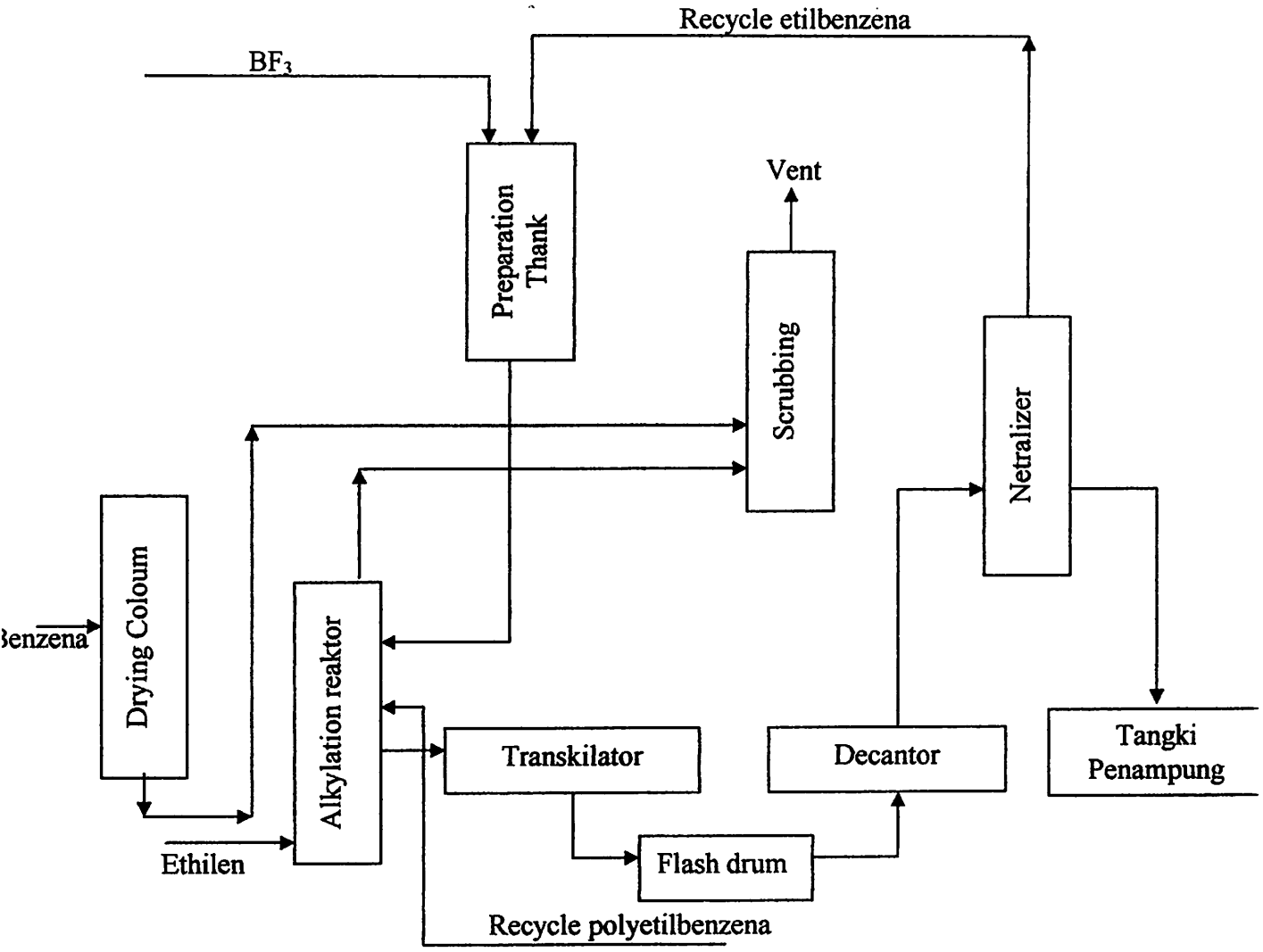
Gambar 2.1.1 Blok Diagram Proses Friedel Craft dengan katalis $AlCl_3$

2.1.2. Proses Friedel Craft dengan katalis BF_3

Proses ini dikenalkan oleh UOP dengan katalis BF_3, proses ini sangat peka terhadap adanya air, karena akan menyebabkan adanya reaksi dengan BF_3 sehingga mengurangi aktifitas katalis. Proses ini berlangsung pada suhu (100 – 230)^{0}C dengan tekanan (367 – 514.5) psi, kemurnian produk dari proses ini lebih dari 99%.

$$C_2H_4 + C_6H_6 \xrightarrow{BF_3} C_6H_5C_2H_5$$

(Ullmann's, 1954)



Gambar 2.1.2 Blok Diagram Proses Friedel-Craft dengan katalis BF_3

2.1.3. Proses Friedel Craft dengan katalis Zeolit

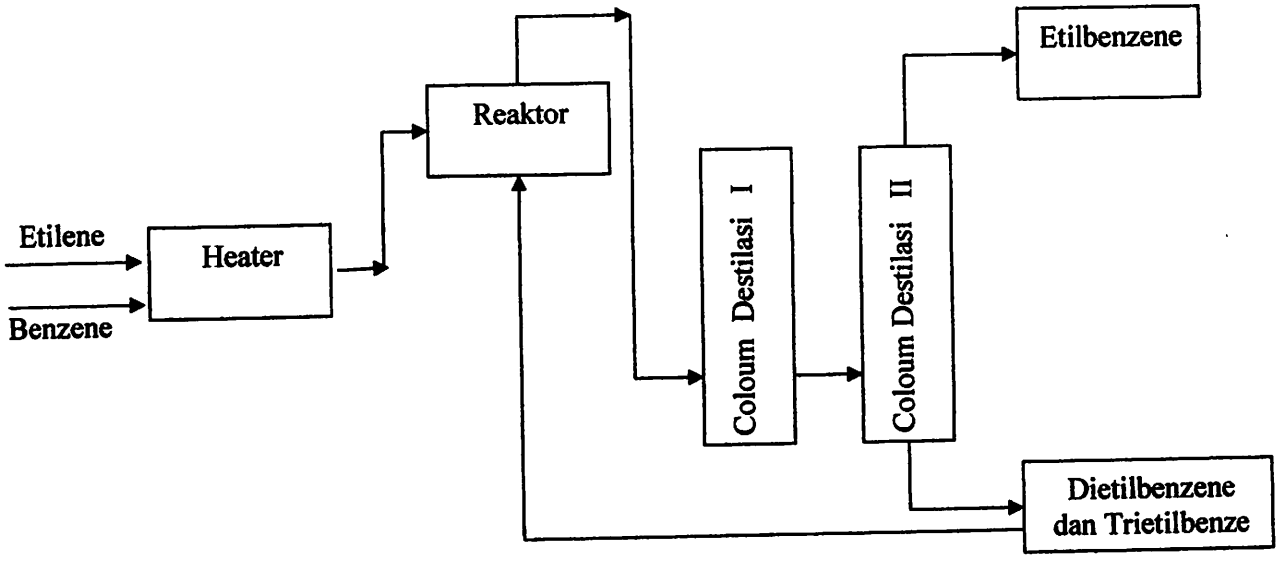
Proses ini merupakan proses paling baru yang sukses dikembangkan pada tahun 1970 dengan teknologi yang lebih modern dan merupakan modifikasi dari proses Friedel-Craft dengan katalis $AlCl_3$ dimana pada proses ini menggunakan katalis zeolit. Proses ini tidak memerlukan sistem recovery katalis dan sangat aman bagi lingkungan. Proses ini juga dapat berlangsung dengan menggunakan etilena berkadar rendah.

$$7\,C_2H_4 + 4\,C_6H_6 \xrightarrow{Zeolit} 2\,C_6H_6C_2H_5 + C_6H_6(C_2H_5)_2 + C_6H_6(C_2H_5)_3$$

(Ullmann's, 1954)

Proses alkilasi berlangsung pada reaktor alkilasi dengan kondisi reactor (100 – 250)^{0}C dan tekanan (200 – 400)psi. Produk yang dihasilkan mempunyai kemurnian yang tinggi yaitu 99,9%dan merupakan bahan baku yang sangat baik untuk pabrik *styrene*.

(Othmer, 1950)



Gambar 2.1.3. Proses Friedel Craft dengan katalis Zeolit

2.2. Seleksi Proses

Pemilihan proses mengacu pada tinjauan baik dari segi teknik maupun ekonomi yang lebih banyak memberi keuntungan. Untuk menyeleksi proses ini, dibuat tabel sebagai berikut :

Tabel 2.1. Perbandingan masing-masing proses pembuatan Etilbenzena

Pertimbangan	Proses I Friedel-Craft	Proses II Friedel-Craft	Proses III Friedel – Craft
Bahan baku	Benzena dan etilena, benzene yang digunakan harus kering	Benzene dan etilena, benzene yang digunakan harus kering	Benzene dan etilena, benzene yang digunakan tidak harus kering
Kondisi operasi	P = (1 – 2) atm T = (80 – 100)^{0}C	P=(25–35)atm T=(100 – 230)^{0}C	P = (14 – 27) atm T = (100 – 250)^{0}C
Kemurnian	98%	99%	99,9%
Katalis	$AlCl_3$	BF_3	Zeolit
Sifat katalis	faktor korosi tinggi	beracun	tidak beracun
Biaya operasi	lebih mahal	mahal	murah

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan diatas maka dapat dipilih Friedel – Craft dengan katalis zeolit yang dianggap lebih menguntungkan dari pada proses lainya, karena :

- Konversi yang dihasilkan cukup tinggi, dengan kemurnian yang tinggi
- Proses lebih sederhana dengan biaya investasi yang lebih rendah dibandingkan proses lain
- Proses ini tidak memerlukan sistem recovery dan aman bagi lingkungan.
- Katalis yang digunakan mudah didapat dan tidak beracun

2.3. Uraian Proses

Proses yang digunakan dalam pembuatan Etilbenzena adalah proses Friedel – Craft dengan katalis zeolit. Adapun tahapan – tahapan proses Pra Rencana Pabrik Etilbenzena adalah :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan dan pemurnian produk
4. Tahap penaganan produk

Uraian proses secara lengkap yaitu :

2.3.1. Tahap persiapan bahan baku

Tahap persiapan bahan baku ini dimaksudkan untuk :

1. Memurnikan gas etilena
2. Merubah fase benzena cair menjadi gas
3. Menaikkan tekanan dan suhu gas etilena dan benzena.

a. Persiapan bahan baku etilena

Etilena cair pada suhu -30^{0}C dan tekanan 18 atm disimpan pada tangki penyimpan berbentuk spherical tank (F-111). Dari tanki ini etilena dipompa dengan pompa centrifugal (L-112A) kedalam flash drum (D-114A) untuk mendapatkan gas etilena yang lebih murni.Gas Etilena dinaikkan suhunya menjadi 150^{0}C dengan heater (E-115A) kemudian dinaikan tekanannya dengan kompresor reciprocating (G-116A) yang bekerja secara isothermal sampai tekananya 20 atm, kemudian gas etilena ini dialirkan ke dalam reaktor (R-110).

yang bekerja secara isothermal sampai tekananya 20 atm, kemudian gas etilena ini dialirkan ke dalam reaktor (R-110).

b. Tahap persiapan bahan baku benzena

Benzena cair pada suhu 30^0C dan tekanan 1 atm disimpan pada tangki penyimpan (F-111). Dari tangki ini benzena dipompa dengan pompa centrifugal (L-112B) menuju vaporizer (V-113B) untuk diubah fasenya dari liquid menjadi gas dengan menggunakan steam. Dari vaporizer gas dimasukkan lagi kedalam flas drum (D-114B) untuk mendapatkan gas benzena yang lebih murni. Gas benzena dinaikkan suhunya menjadi 150^0C dengan heater (E-115B) kemudian dinaikan tekananya dengan kompresor reciprocating (G-116B) yang bekerja secara isothermal sampai tekananya 20 atm, kemudian gas benzena ini dialirkan ke dalam reaktor (R-110).

2.3.2. Tahap reaksi

Eilena dan benzena yang dimasukkan dalam reaktor (R-110) berlangsung pada suhu 150 ^{0}C dan tekanan 20 atm. Reaksi yang terjadi dalam reaktor berjalan secara eksotermis.

$$7\ C_2H_{4(g)} + 4\ C_6H_{6(g)} \xrightarrow[98\ \%]{Zeolit} C_6H_6C_2H_{5(g)} + 2\ (C_6H_6C_2H_5)_{(g)} + 3\ (C_6H_6C_2H_5)_{(g)}$$

Produk yang dihasilkan berupa Etilbenzena, Dietilbenzena dan Trietilbenzena keluar lewat bagian atas reaktor (R-110) yang kemudian diturunkan tekanannya dengan ekspander (G-123) menjadi 1 atm, dan suhunya diturunkan menjadi 130^0C dengan cooler (E-124) yang kemudian masuk ke kolom Distilasi I (D-120).

Gas sisa hasil reaksi keluar dari reaktor bagian atas ditunkan tekanannya menjadi 1 atm dengan menggunakan ekspander (G-121) kemudian diumpan ke gas cooler (E-122) untuk diturunkan suhunya menjadi 30^0C sebelum masuk ke pembuangan .

2.3.3. Tahap pemisahan dan pemurnian

Pemurnian yang pertama dilakukan sampai memperoleh larutan etilbenzena, dietilbenzena dan trietilbenzena yang terbebas dari kelebihan benzena. Pemisahan dilakukan dalam dua tahap, yaitu Kolom Distilasi I (D-120) dan Kolom Distilasi II (D-130), tekanan masing – masing kolom Distilasi adalah 1 atm. Pada Kolom Distilasi I (D-120) terjadi pemisahan larutan benzena, larutan benzena ini keluar dari bagian atas kolom Distilasi (D-120) masuk kondensor (E-126) dan ditampung dalam akumulator (F-127), kemudian dipompa (L-134) ke dalam cooler (E-129) untuk menurunkan suhunya menjadi 30^0C sebelum ditampung ke dalam tangki penampung (F-141A), sedangkan cairan dari bawah Kolom Distilasi I (D-120) masuk reboiler (E-131) kemudian dipompa (L-132) ke dalam Kolom Distilasi II (D-130).

Kolom Distilasi II (D-130) berfungsi untuk menyempurnakan dekomposisi, setelah keluar dari Kolom Distilasi II (D-130) larutan dari hasil atas Kolom Distilasi II yang berupa Etilbenzena masuk ke dalam kondensor (E-133) kemudian ditampung dalam akumulator (F-134) kemudian dipompa (L-135) ke dalam cooler (E139) dan masuk storage produk (F-141B). Produk bawah dari Kolom Distilasi II (D-130) keluar lewat reboiler (E-137) berupa dietilbenzena dan trietilbenzena dimasukkan dalam storage produk samping. (F-141 C).

2.3.4. Tahap penanganan produk

Setelah didinginkan, produk yang dihasilkan disimpan dalam storage produk (F-141B). Sedangkan untuk produk samping ditampung dalam tangki penampung (F-141C).

NO	SIMBOL	KETERANGAN
1		NOMOR ALIRAN
2		TEMPERATUR
3		ALIRAN LIQUID
4		ALIRAN GAS
6		STEAM
7		COOLING TOWER WATER
9		LEVEL INDICATOR
10		FLOW CONTROLLER
11		RATIO CONTROLLER
12		PRESSURE CONTROLLER
13		TEMPERATURE CONTROLLER
14		STEAM CONDENSAT
15		COOLING TOWER RETURN

NO	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH
36	F-141C	TANGKI PENAMPUNG DIETILBENZENA	1
35	F-141B	TANGKI PENAMPUNG ETILBENZENA	1
34	F-141A	TANGKI PENAMPUNG BENZENA	1
33	E-139	COOLER	1
32	L-138	POMPA	1
31	E-137	REBOILER	1
30	E-136	COOLER	1
29	L-135	KONDENSOR	1
28	F-134	AKUMULATOR	1
27	E-133	KONDENSOR	1
26	L-132	POMPA	1
25	E-131	REBOILER	1
24	D-130	KOLOM DISTILASI II	1
23	E-129	COOLER	1
22	L-128	POMPA	1
21	F-127	AKUMULATOR	1
20	E-126	KONDENSOR	1
19	L-125	POMPA	1
18	E-124	KONDENSOR	1
17	G-123	EKSPANDER	1
16	E-122	COOLER	1
15	G-121	EKSPANDER GAS BUANG	1
14	D-120	KOLOM DISTILASI I	1
13	F-117	TANGKI PENAMPUNG BENZENA	1
12	B-116 B	KOMPRESOR RECIPROCLATING	1
11	B-116 A	KOMPRESOR RECIPROCLATING	1
10	E-115 B	HEATER	1
9	E-115 A	HEATER	1
8	D-114 B	FLASH DRUM	1
7	D-114 A	FLASH DRUM	1
5	V-113	VAPORIZER	1
4	L-112 B	POMPA	1
3	L-112 A	POMPA	1
2	F-111	TANGKI PENAMPUNG ETILEN	1
1	R-110	REAKTOR	1

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLOWSHEET PRA RENCANA PABRIK
ETILBENZENA DARI ETILENA DAN BENZENA

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING :
SHINTA MURNIARTI 01.14.055 SULFI FINDHU A. 01.14.122	Ir. HARIMBI SETYAWATI, MT

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

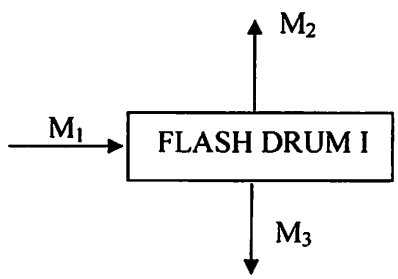
6313,1313 kg/jam

Hari kerja : 330 hari/tahun

Basis perhitungan : 16.973,7984 kg/jam

1. Flash Drum I (D – 114 A)

Fungsi : Memurnikan gas etilena yang keluar dari storage etilena

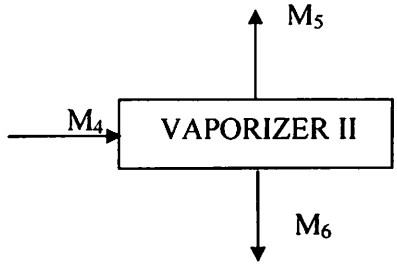


Neraca Massa Flash Drum I

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari storage (M_1)		Ke tangki penampung (M_2)	
Etilena	3872,7427	Etilena	38,7695
Metana	0,0336	Metana	0,0002
Etana	0,0149	Etana	0,0015
		Ke Reaktor (M_3)	
		Etilena	3834,0153
		Metana	0,0031
		Etana	0,0016
Total	3872,7912	**Total**	3872,7912

2. Vaporizer II (V – 113B)

Fungsi : untuk mengubah fase liquid menjadi gas pada temperatur 30°C

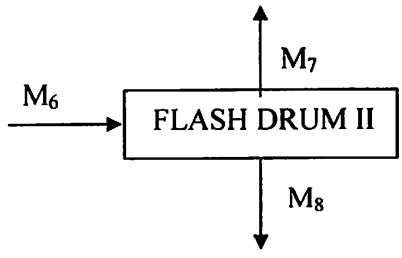


Neraca massa Vaporizer II

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari storage (M_4)		Ke tangki penampung (M_5)	
Benzena	12.969,9971	Benzena	5.077,6746
Toluen	131,0101	Toluen	1,3101
		Ke flash drum (M_6)	
		Benzena	6481,8192
		Toluen	1540,2033
Total	13.101,0072	**Total**	13.101,0072

3. Flash Drum II (D – 114B)

Fungsi : Memurnikan gas benzena yang keluar dari vaporizer

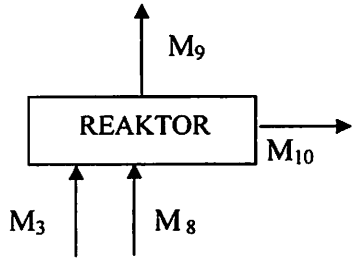


Neraca Masaa Flash Drum II

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari vaporizer (M_6)		Ke tangki penampung (M_7)	
Benzena	6481,8192	Benzena	194,4546
Toluen	1540,2033	Toluen	1493,9972
		Ke Reaktor (M_8)	
		Benzena	6287,3646
		Toluen	46,2061
Total	8022,0225	**Total**	8022,0225

4. Reaktor (R – 110)

Fungsi : Untuk mereaksikan gas etilena dan gas benzena dengan bantuan katalis zeolit.

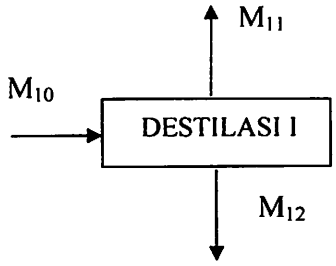


Neraca massa Reaktor

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari flash drum (M_3)		Ke gas buang (M_9)	
Etilena	3834,0153	Etilena	2,4385
Metana	0,0031	Metana	0,0031
Etana	0,0016	Etana	0,0016
Dari flash drum (M_8)		Benzena	3,8802
Benzena	6287,3646	Toluen	46,2061
Toluen	46,2061	Ke destilasi I (M_{10})	
		Etilbenzena	6548,4963
		Dietilbenzena	1625,3126
		Trietilbenzena	1941,2523
Total	10.167,5907	**Total**	10.167,5907

5. KOLOM DESTILASI I (D – 120)

Fungsi : untuk memisahkan etilbenzena dari dietilbenzena dan trietilbenzena

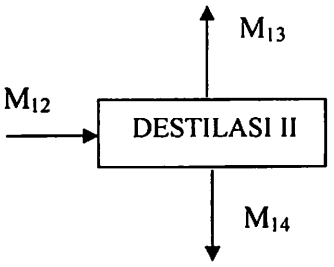


Neraca massa Kolom Destilasi I

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Masuk ke destilasi (M_{10})		Gas buang (M_{11})	
Etilbenzena	6548,4963	Benzena	3,8802
Dietilbenzena	1625,3126	Toluen	46,2061
Trietilbenzena	1941,2523	Masuk ke destilasi II (M_{12})	
		Etilbenzena	6525,4363
		Dietilbenzena	1600,2116
		Trietilbenzena	1939,3270
Total	10.115,0612	**Total**	10.115,0612

6. DESTILASI II (D – 130)

Fungsi : Untuk memurnikan produk Etilbenzena dari dietilbenzen dan trietilbenzena dengan kemurnian 99,9%



Neraca massa Destilasi II :

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Masuk ke destilasi II (M_{12})		Produk atas (M_{13})	
Etilbenzena	6525,4363	Etilbenzena	6255,4508
Dietilbenzena	1600,2116	Dietilbenzena	26,7518
Trietilbenzena	1939,3270	Trietilbenzena	30,9278
		Jumlah	6313,1313
		Produk bawah (M_{14})	
		Etilbenzena	260,5458
		Dietilbenzena	1578,3833
		Trietilbenzena	1912,9145
Total	10.064,9749	**Total**	10.064,9749

BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas Pabrik : 50.000 ton / tahun

: 6.313,1313 kg / jam

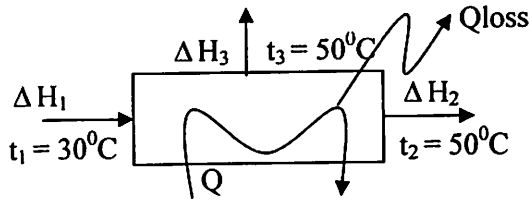
Waktu Operasi : 330 hari / tahun

Satuan Panas : kkal / jam

Suhu referensi : 25 ^{0}C

1. VAPORIZER II (V – 113)

Funsi : untuk mengubah fase liquid menjadi gas pada temperature 30 ^{0}C



Neraca Panas Vaporizer :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$$

Dimana:

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam benzena (C_6H_6) masuk. vaporizer

ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam benzena (C_6H_6) keluar vaporizer (liquid)

ΔH_3 : panas yang terkandung dalam benzena (C_6H_6) bahan yang keluar vaporizer (gas)

Q : Panas yang terkandung dalam pemanas.

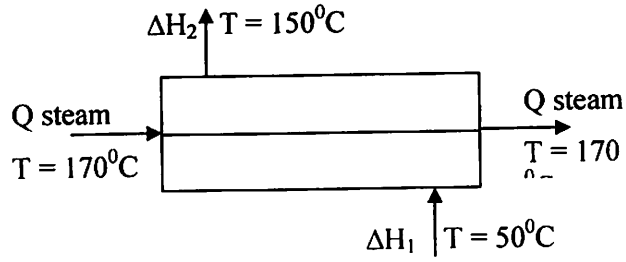
Q loss : Panas yang hilang

Neraca Panas Total Vaporizer II

Masuk(Kkal/jam)		Keluar(Kkal/jam)	
ΔH_1	113.588,5491	ΔH_2	225.137,9508
Q	353.375,7433	ΔH_3	224.157.5545
		Qloss	17.668,7871
Total	**466.964,2924**	**Total**	**466.964,2924**

3. **Heater I (E – 115 A)**

Fungsi : untuk menaikkan suhu etilen yang masuk ke reaktor



Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + Qs = \Delta H_2$$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

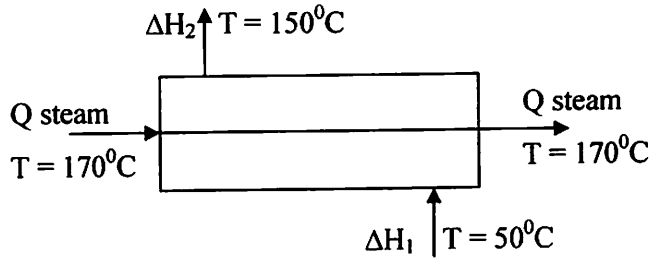
Qs = Panas yang dibawa pemanas masuk

Neraca Panas Heater I

Masuk	(Kkal/jam)	Keluar	(Kkal/jam)
ΔH_1	149.962,2824	ΔH_2	904.630.9113
Qs	754.668,6289		
Total	**904.630,9113**	**Total**	**904.630,9113**

4. Heater I I (E – 115 B)

Fungsi : untuk menaikkan suhu benzena yang masuk ke reaktor



Neraca panas total :

$\Delta H_1 + Qs = \Delta H_2$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Qs = Panas yang dibawa pemanas masuk

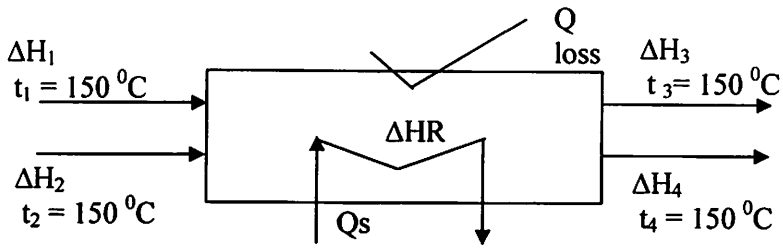
Neraca Panas Heater II

Masuk	(Kkal/jam)	Keluar	(Kkal/jam)
ΔH_1	224.157,5545	ΔH_2	1.436.285,8295
Qs	1.212.128,2750		
Total	**1.436.285,8295**	**Total**	**1.436.285,8295**

5.REAKTOR (R – 110)

Fungsi : Untuk mereaksikan antara gas C_2H_4 dan C_6H_6 menjadi

$C_6H_5C_2H_5$, $C_6H_5(C_2H_5)_2$ dan $C_6H_5(C_2H_5)_3$



Reaksi yang terjadi :

$$7C_2H_4 + 4\,C_6H_6 \longrightarrow 2\,C_6H_5C_2H_5 + C_6H_5(C_2H_5)_2 + C_6H_5(C_2H_5)_3$$

Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{loss} + Qs$$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang dibawa gas etilen masuk reaktor

ΔH_2 = Panas yang dibawa gas benzena masuk reaktor

ΔH_3 = Panas yang dibawa produk keluar reaktor

ΔH_4 = Panas yang dibawa etilen keluar reaktor

ΔH_R = Panas Reaksi

Q loss = Panas yang hilang

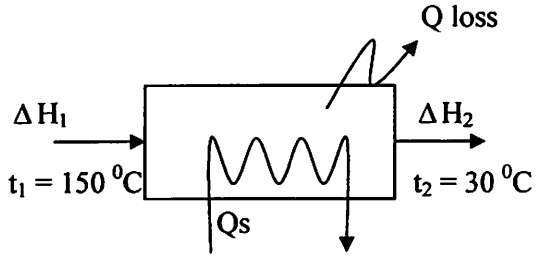
Q s = Panas yang diserap

Neraca Panas Total pada Reaktor

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	940.630,7041	ΔH_3	10.069,6735
ΔH_2	1.117.954,0647	ΔH_4	2.557.679,1765
ΔH_R	775.462,4786	Qs	124.599,0931
		Q loss	141.702,5233
Total	**2.834.050,4664**	**Total**	**2.834.050,4664**

6. GAS COOLER (E – 122)

Fungsi : untuk menurunkan temperature gas yang keluar dari reaktor menjadi temperature kamar.



Neraca Panas Total :

$\Delta H_1 = Q\,s + \Delta H_2 + Qloss$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk gas cooler

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar gas cooler

Qs = Panas yang diserap

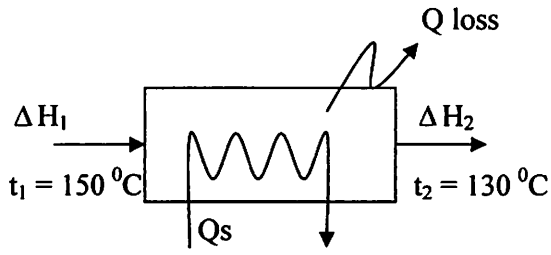
Q loss = Panas yang hilang

Neraca Panas Total Gas Cooler

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	10.069,6043	ΔH_2	465,9662
		Qloss	526,7785
		Qs	9.076,8596
Total	**10.069,6043**	**Total**	**10.069,6043**

7. COOLER (E – 123)

Fungsi : untuk menurunkan temperature produk yang keluar dari reaktor masuk ke kolom destilasi I



Neraca Panas Total :

$\Delta H_1 = Q \text{ serap} + \Delta H_2 + Q \text{ loss}$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk cooler

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar cooler

Qs = Panas yang diserap

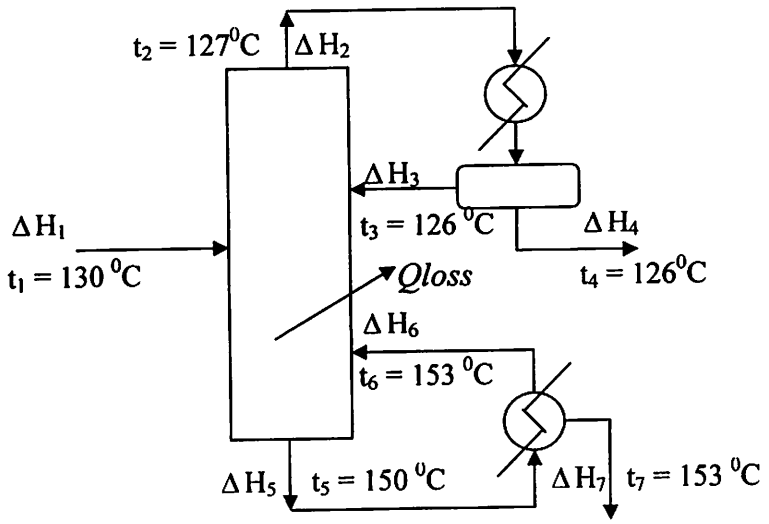
Q loss = Panas yang hilang

Neraca Panas Total Cooler

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	2.551.667,4196	ΔH_2	2.223.700,1619
		Qloss	127.583,3710
		Qserap	200.383,8867
Total	**2.551.667,4196**	**Total**	**2.551.667,4196**

8 DESTILASI I (D – 120)

Fungsi : untuk memisahkan etilbenzena dari dietilbenzena dan trietilbenzena



Neraca Panas Total :

Panas Masuk = Panas keluar + Q_{loss}

$\Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + Q_{lsoss}$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom destilasi I

ΔH_2 = Panas yang dibawa uap keluar kolom destilasi I menuju kondensor

ΔH_3 = Panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor masuk kolom destilasi I.

ΔH_4 = Panas yang terbawa oleh produk destilat keluar kondensor menuju storage pembuangan

ΔH_5 = Panas yang terkandung dalam bottom keluar kolom destilasi I menuju reboiler.

ΔH_6 = Panas yang terbawa uap sebagai refluks dari reboiler masuk kolom destilasi I.

ΔH_7 = Panas yang terbawa oleh produk bottom keluar reboiler

Q_1 = Panas yang terjadi disekitar kondensor

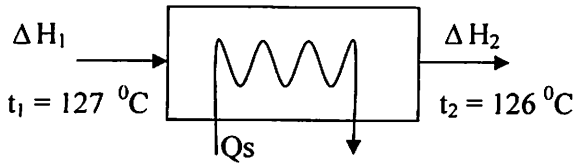
Q_2 = Panas yang terjadi disekitar reboiler

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca Panas Total Kolom Distilasi I

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2.247.530,9253	ΔH_4	1.120.510,3591
Q_2	187.224,9243	ΔH_7	978.029,1839
		Q_1	214.478,5141
		Qloss	121.737,7925
Total	**2.434.755,8496**	**Total**	**2.434.755,8496**

9.Kondensor I (E – 131)



Neraca panas total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q \text{ serap}$$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk kondensor

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kondensor

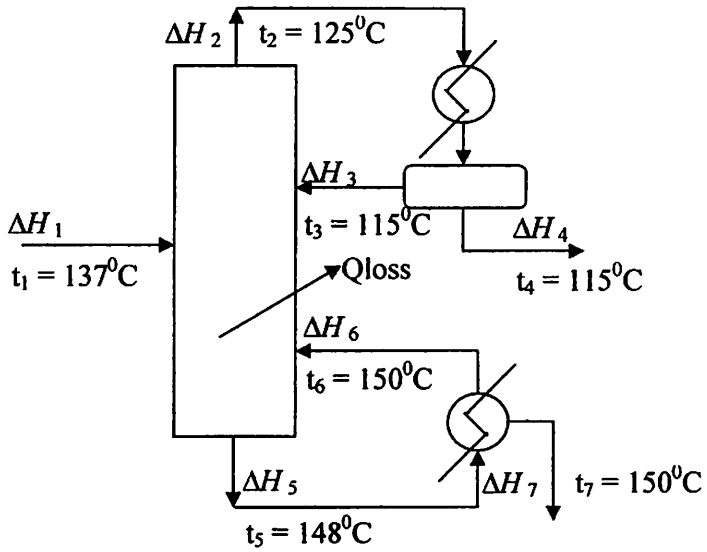
Qs = Panas yang diserap

Neraca Panas Total Kondensor I

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	11.098,4330	ΔH_2	10.582,8239
		Qs	515,6091
Total	**11.098,4330**	**Total**	**11.098,4330**

10. DESTILASI II (D- 130)

Fungsi : untuk memisahkan etilbenzena dari dietilbenzena dan trietilbenzena



Neraca Panas Total

Panas Masuk = Panas keluar + Q_{loss}

$\Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + Q_{lsoss}$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom destilasi II

ΔH_2 = Panas yang dibawa uap keluar kolom destilasi II menuju kondensor

ΔH_3 = Panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor masuk kolom destilasi II.

ΔH_4 = Panas yang terbawa oleh produk destilat keluar kondensor menuju cooler sebagai produk utama.

ΔH_5 = Panas yang terkandung dalam bottom keluar kolom destilasi II menuju reboiler.

ΔH_6 = Panas yang terbawa uap sebagai refluks dari reboiler masuk kolom destilasi II.

ΔH_7 = Panas yang terbawa oleh produk bottom keluar reboiler

Q_1 = Panas yang terjadi disekitar kondensor

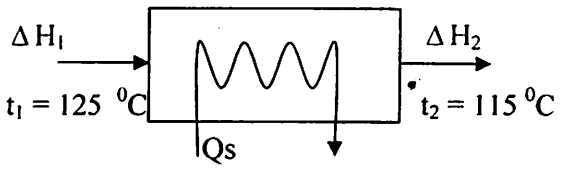
Q_2 = Panas yang terjadi disekitar reboiler

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca Panas Total Kolom Detilasi II :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2.247.530,9253	ΔH_4	1.120.510,3591
Q_2	187.224,9243	ΔH_7	978.029,1839
		Q_1	214.478,5141
		Qloss	121.737,7925
Total	**2.434.755,8496**	**Total**	**2.434.755,8496**

11.Kondensor II (E – 137)



Neraca panas total :

$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q\text{loss} + Q\text{ serap}$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk kondensor

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kondensor

Qs = Panas yang diserap

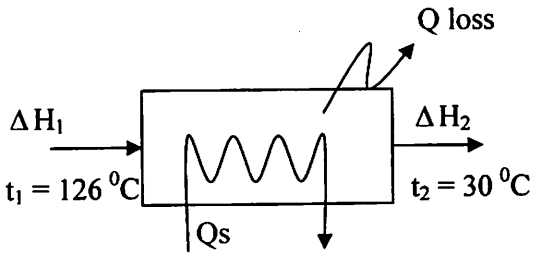
Q loss = Panas yang hilang

Neraca Panas Total Kondensor II

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	1.380.122,6128	ΔH_2	1.320.648,3085
		Qserap	59.474,3043
Total	**1.380.122,6128**	**Total**	**1.380.122,6128**

12. COOLER (E – 134)

Fungsi : untuk menurunkan temperature liquid yang keluar dari kondensor I masuk ke storage penampung



Neraca Panas Total :

$\Delta H_1 = Q \text{ serap} + \Delta H_2 + Q \text{ loss}$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk cooler

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar cooler

Qs = Panas yang diserap

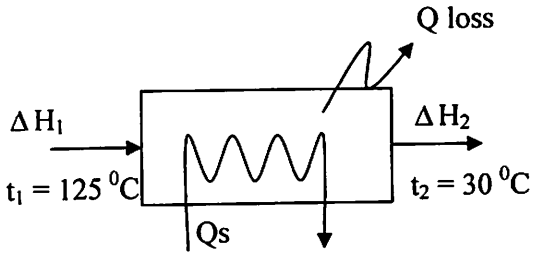
Q loss = Panas yang hilang

Neraca Panas Total Cooler

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	10.582,8239	ΔH_2	428,3868
		Qloss	529,1412
		Qserap	9625,2959
Total	**10.582,8239**	**Total**	**10.582,8239**

13. COOLER (E – 139)

Fungsi : untuk menurunkan temperature liquid yang keluar dari kondensor II masuk ke gudang



Neraca Panas Total :

$\Delta H_1 = Q \text{ serap} + \Delta H_2 + Q \text{ loss}$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk cooler

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar cooler

Qs = Panas yang diserap

Q loss = Panas yang hilang

Neraca Panas Total Cooler

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	1.320.648,3085	ΔH_2	54.444,5221
		Qloss	66.032,4155
		Qserap	1.200.171,3709
Total	**1.320.648,3085**	**Total**	**1.320.648,3085**

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Etilena

Kode	: F-111
Fungsi	: Menyimpan etilena untuk jangka waktu 1 minggu
Jenis	: Sperical tank (Bola)
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 34.042,6872 ft^3
Jari-jari	: 28,3621 ft
Tebal Shell	: 6,4945 in
Bahan	: High-alloy steel SA 240 grade B

2. Pompa

Kode	: L-112 A
Fungsi	: Untuk mengalirkan etilena dari storage etilen ke flash drum.
Jenis	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 39,6440 gpm
ID	: 2,8127 in, 2 in sch 40
OD	: 2,38 in
Panjang	: 42,574 ft
Daya	: 1 Hp
Bahan	: Cast iron

Jumlah : 1 buah

3. Flash Drum

Kode : D-114 A

Fungsi : untuk memurnikan etilena fase gas

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standart dish head

Kapasitas : 3.872,7912 lb/jam

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

Diamater dalam : 31,8743 in

Diameter luar : 32 in

Tebal tutup : $\frac{3}{16}$ in

Tebal silinder (ts): $\frac{3}{16}$

Tinggi kolom : 206,6668 in

Jumlah : 1 buah

4. Heater

Kode : E – 115 A

Fungsi : Memanaskan bahan baku etilen dari 50^0C menjadi 150^0C.

Jenis : Shell and tube type Heat Exchanger

Kapasitas : 3.872,7912 lb/jam

Massa steam : 186,5032 lb/jam

Bahan Kontruksi : High Alloy Steel

Jumlah : 1 buah

5. Reciprokating Kompresor

Kode : G-116 A

Fungsi : Menaikan tekanan aliran etilena dari 1 atm menjadi 20 atm

Jenis : multistage reciprokating kompresor pump

Jumlah : 1 buah

Daya : 4 Hp

Bahan : Cast Iron

7. Storage Benzena

Kode : F-117

Fungsi : Menyimpan Benzena untuk jangka waktu 1 minggu

Jenis : Tangki silinder tegak dengan tutup atas standart dish dan tutup

bawah plat datar

Jumlah : 2 buah

Kapasitas : 19.850,6210 lb / jam

Diameter dalam : 219,6645 in

Diameter luar : 204

Tebal shell : 3/16 in

Tebal shell : 3/16 in

Tinggi shell : 386,9410 ft

Tebal tutup : 4/16 in

Tinggi tutup : 34,0027 in

Tinggi storage : 420,9428 in

Bahan : High-alloy steel SA 240 grade B type 316

8. Pompa

Kode : L-112 B

Fungsi : Untuk mengalirkan benzena dari storage benzena ke vaporizer.

Jenis : Centrifugal pump

Kapasitas : 39,6440 gpm

ID : 2,2398 in, 2 in sch 40

OD : 2,38 in

Panjang : 510,888 in

Daya : 1 Hp

Bahan : Cast iron

Jumlah : 1 buah

9. Vaporizer

Kode : V – 113 B

Fungsi : Menguapkan benzena cair menjadi uap jenuh.

Jenis : Shell and tube type Heat Exchanger

Kapasitas : 19.850,6329 lb/jam

Massa steam : 396,5966 lb/jam

Bahan Kontruksi : High Alloy Steel

Jumlah : 1 buah

10. Flash Drum

Kode : D-114 B

Fungsi : untuk memisahkan benzena fase gas dan benzena fase cair.

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standart dish head

Kapasitas : 18.669,5090 lb/jam

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

Diamater dalam : 19,8565 in

Diameter luar : 20 in

Tebal tutup : $\frac{3}{16}$ in

Tebal silinder (ts) : $\frac{3}{16}$ in

Tinggi kolom : 142,5631 in

Jumlah : 1 buah

11. Heater

Kode : E – 115 B

Fungsi : Memanaskan bahan baku benzena dari 50^0C menjadi 150^0C.

Jenis : Shell and tube type Heat Exchanger

Kapasitas : 18.110,1208 lb/jam

Massa steam : 457,0665 lb/jam

Bahan Kontruksi : High Alloy Steel

Jumlah : 1 buah

12. Reciprokating Kompresor I

Kode : G-116 B

Fungsi : Menaikan tekanan aliran benzena dari 1 atm menjadi 20 atm

Jenis : multistage reciprokating kompresor pump

Jumlah : 1 buah

Daya : 8 Hp

Bahan : Cast Iron

13. Reaktor : Fixed – Bed Multi Tubular Reaktor [R – 110]

Dapat dilihat pada BAB VI Perancangan Alat Utama

[SULFI FINDHU ARIESTA NIM : 01.14.122]

14. Ekspander

Kode : N-121 A

Fungsi : Menurunkan tekanan aliran gas dari 20 atm menjadi 1 atm

Jenis : Centrifugal Compressor 1 stage

Jumlah : 1 buah

Tekanan masuk: 20 atm

Tekanan keluar: 1 atm

Daya : 517 Hp

Bahan : Cast Iron

15. Gas Cooler

Kode :E-122

Fungsi :Untuk mendinginkan hasil atas yang keluar dari reaktor dari suhu 150^0C menjadi 30^0C

Jenis : Shell dan tube

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 106 grade B

IDS shell : 12 in

Diameter dalam(di) : 0,482

Jumlah tube : 81 buah

Pitc : 1 in

Baffle Space (B) : 2,4

OD : 0,75 in

Panjang tube : 16 ft

16. Ekspander

Kode : N-121 B

Fungsi : Menurunkan tekanan aliran gas dari 20 atm menjadi 1 atm

Jenis : Adiabatik pump

Jumlah : 1 buah

Tekanan masuk: 20 atm

Tekanan keluar: 1 atm

Daya : 11 Hp

Bahan : Cast Iron

17. Cooler

Kode	:E-123
Fungsi	:Untuk mendinginkan hasil yang keluar dari reaktor dari 150^0C menjadi 136^0C
Jenis	: Shell dan tube
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 106 grade B
IDS shell	: 12 in
Diameter dalam(di)	: 0,985 in
Jumlah tube	: 16 buah
Pitc	: 2,1875 in
Baffle Space (B)	: 2
OD	: 1,25 in
Panjang tube	: 12 ft

18. Pompa

Kode	:L- 124
Fungsi	:Untuk mengalirkan hasil reaksi dari reaktor ke D - 120.
Jenis	:Centrifugal pump
Kapasitas	: 1,1598 gpm
ID Nominal	: 4 in sch 40
Panjang	:42,574 ft
Daya	: 2 Hp

Bahan	: Cast iron
Jumlah	: 1 buah

19. Kolom Destilasi I [D – 120]

Dapat dilihat pada BAB VI Perancangan Alat Utama

[Sinta Murniati NIM : 01.14.055]

20. Kondensor

Kode	:E-131
Fungsi	:Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas D - 120
Jenis	: Shell dan tube
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 240 grade M type 316
IDS shell	: 12 in
Diameter dalam(di)	: 0,584 in
Jumlah tube	: 14 buah
Pitc	: 1 in
Baffle Space (B)	: 16
OD	: 0,75 in
Panjang tube	: 16 ft

21. Akumulator

Kode	: F - 132

Fungsi :Untuk menampung kondensat dari kolom destilasi I.

Jenis :Silinder vertikal, tutup atas dan bawah berbentuk dish.

ID :59,7562 in

Diameter Luar : 60 in

Tebal shell :3/16 in

Tinggi shell :199,4520 in

Bahan :High Alloy steel steel SA 240 grade B

Jumlah : 1 buah

22.Cooler

Kode :E-134

Fungsi :Untuk mendinginkan hasil yang keluar dari D – 120 menjadi 30^0

Jenis : Shell dan tube

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 106 grade B

IDS shell : 12 in

Diameter dalam(di) : 0,985 in

Jumlah tube : 16 buah

Pitc : 2,1875 in

Baffle Space (B) : 2

OD : 1,25 in

Panjang tube : 12 ft

23.Reboiler

Kode :E-135

Fungsi :Untuk memanaskan hasil bawah D-130.

Jenis :Shell and tube

Bahan Konstruksi: Carbon Steel SAGrade M type 316

IDS shell :10 in

OD :3/4 in

Panjang :8 ft

Nt : 20 buah

24.Pompa

Kode :L- 136

Fungsi :Untuk mengalirkan hasil bawah dari D – 120 ke D - 130.

Jenis :Centrifugal pump

Kapasitas : 1,9715 gpm

ID Nominal : 4 in sch 40

Panjang :107,5 ft

Daya : 111 Hp

Bahan : Cast iron

Jumlah : 1 buah

25.Kolom Destilasi I

Kode :D – 120

Fungsi : Memisahkan etilbenzena, benzena dan toluena dari campuran keluar dari D - 130

Jenis : Sieve Tray

Tekanan : 1 atm

Suhu Operasi : 136 °C

Jumlah Tray : 28

Diameter dalam : 71,625 in

Diameter luar : 72 in

Tinggi shell : 360 in

Tebal Shell : 3/16 in

Susunan pitch : Segitiga

Tinggi tutup : 12,1680 in

Tebal tutup : 3/16 in

Crown radius : 71,625 in

Bahan : Carbon Steel SA 135 Grade B

26.Kondensor

Kode :E-137

Fungsi :Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas D - 130

Jenis : Shell dan tube

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 grade M type 316

IDS shell : 17 1/4 in

Diameter dalam(di) : 0,606 in

Jumlah tube : 177 buah

Pitc : 1 in

Baffle Space (B) : 16

OD : 0,75 in

Panjang tube : 16 ft

27.Akumulator

Kode : F - 138

Fungsi :Untuk menampung kondensat dari kolom destilasi II.

Jenis :Silinder vertikal, tutup atas dan bawah berbentuk dish.

ID :59,7562 in

Diameter Luar : 60 in

Tebal shell :3/16 in

Tinggi shell :199,4520 in

Bahan :High Alloy steel steel SA 240 grade B

Jumlah : 1 buah

28.Cooler

Kode :E-139

Fungsi :Untuk mendinginkan hasil yang keluar dari destilasi II (T = 136^0 C menjadi 30^0C) ke tangki produk

Jenis	: Shell dan tube
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 106 grade B
IDS shell	: 12 in
Diameter dalam(di)	: 0,985 in
Jumlah tube	: 16 buah
Pitc	: 2,1875 in
Baffle Space (B)	: 2
OD	: 1,25 in
Panjang tube	: 12 ft
Baffle Space (B)	: 2
OD	: 1,25 in
Panjang tube	: 12 ft

29.Pompa

Kode	: L- 140
Fungsi	:Untuk mengalirkan hasil atas dari D – 130 ke tangki produk.
Jenis	:Centrifugal pump
Kapasitas	: 3,1478 gpm
ID Nominal	: 4 in sch 40
Panjang	:12,75 ft
Daya	: 56 Hp
Bahan	: Cast iron

Jumlah : 1 buah

30.Reboiler

Kode : E-143

Fungsi : Untuk memanaskan hasil bawah D-120.

Jenis : Shell and tube

Bahan Konstruksi: Carbon Steel SAGrade M type 316

IDS shell : 23,25 in

OD : 1 in

Panjang : 12 ft

Nt : 302 buah

31.Gudang Produk (benzena)

Kode : F -141A

Fungsi : Menyimpan benzena untuk jangka waktu 30 hari

Bahan : Beton

Jumlah : 1 buah

Ukuran

Panjang : 9 m

Lebar : 4 m

Tinggi : 6 m

32. Gudang Produk (Etilbenzena)

Kode : F -141 B

Fungsi : Menyimpan Etilbenzena untuk jangka waktu 30 hari

Bahan : Beton

Jumlah : 1 buah

Ukuran :

Panjang : 44 m

Lebar : 22 m

Tinggi : 33 m

32. Gudang Produk Samping

Kode : F -141 C

Fungsi : Menyimpan produk samping untuk jangka waktu 30 hari

Bahan : Beton

Jumlah : 1 buah

Ukuran :

Panjang : 22 m

Lebar : 12 m

Tinggi : 16 m

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor

Kode : R-110

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara etilena dan benzena dengan menggunakan katalis zeolit membentuk Etilbenzena

Jenis : Fixed - Bed Multi Tubular Reaktor

Kondisi operasi:

Tekanan = 20 atm = 294 psi = 288,6258 psig..

Temperatur =150 °C = 423,15 K = 302 °F= 762 °R.

Rate umpan masuk reaktor = 10.167,5907 kg/ jam.

= 22.415,4704 lb/ jam.

= 6.2265 lb/ detik.

Densitas uap umpan = 55,9550 lb/ ft^3.

1. Menentukan Waktu Reaksi

Waktu tinggal dalam reaktor antara 4 – 5 detik (" Introduction to Chemical Engineering", Edward V Thompson, P. 87). Ditetapkan 4 detik.

2. Volume Reaktor

$P . V = n . R . T$

Dimana:

T = 150 °C = 762 °R.

P = 20 atm = 294 psi = 288,6258 psig.

n = 3,4021 lb mol/ detik.

R = 10,73 psia . ft^3/ lb mol . °R.

Sehingga:

$$V = \frac{3,4021 \times 10,73 \times 762}{288,6258}$$

$$= 96,3755\ ft^3$$

3. Volume Actual Reaktor

Dari tabel 4.22, Ulrich ditetapkan harga fravoid volume (porositas) (ε) = 0,7, maka untuk packing of sphere volume fluid friction = 0,7 x 67,4626

= 67,4626 ft^3.

Maka volume actual reaktor adalah:

$V = 96,3755\ ft^3 + 67,4626\ ft^3$

$= 163,8383\ ft^3$.

4. Menentukan Panjang Pipa dalam Reaktor

$$L\ pipa = \frac{Vactual}{\frac{\pi}{4}(Di)^2}$$

Dimana digunakan pipa dengan ketentuan ukuran nominal 2 in sch 40

Dari Appendiks K, Brownell and Young, hal 387 didapatkan:

ID = 2,067 in = 0,17225 ft

OD = 2,375 in = 0,19792 ft

A = 2,356 in^2 = 0,02331 ft^2

$$L\ pipa = \frac{163,8383\ ft^3}{\frac{\pi}{4}(0,17225)^2} = 7.034,4069\ ft$$

5. Menentukan Panjang Potongan Pipa Berisi Katalisator (l)

Densitas Zeolit = 0,99 g/cm^3 = 61,8057 lb/ft^3

Maka berat katalis = Volume fluid friction x ρ Zeolit

= 67,4626 ft^3 x 61,8057 lb/ft^3

= 4.169,5884 lb

$$\text{Kecepatan masuk katalis} = \frac{\text{berat katalis}}{\text{L pipa}} = \frac{4.169{,}5884 \text{ lb}}{7.034{,}4059 \text{ ft}}$$

$$= 0{,}6927 \text{ lb/ft}$$

Jadi, l pipa = super velocity x waktu reaksi x porositas

$$= \frac{6{,}2265 \text{ lb/s}}{0{,}6927 \text{ lb/ft}} \text{ x } 4 \text{ detik x } 0{,}7$$

= 25,06838 ft

Maka digunakan pipa dengan ukuran 25 ft yang terisi katalis 20 ft (sebagai 1 pipa asumsi)

6. Menentukan Jumlah Pipa (Nt)

$$\text{Nt} = \frac{\text{L pipa}}{\text{l asumsi}}$$

$$= \frac{7.034{,}4059 \text{ ft}}{20 \text{ ft}}$$

= 351,7203 setara 352 buah

7. Cek l Pipa dan Waktu Tinggal

$$\text{Rate} = \frac{\text{volume actual}}{\text{waktu reaksi}} = \frac{163{,}8383 \text{ ft}^3}{4 \text{ dtk}} = 40{,}9595 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

$$\text{Rate 1 pipa} = \frac{\text{Rate}}{\text{Nt}} = \frac{40{,}9595 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{352} = 0{,}11636 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Waktu tinggal (t) $= \dfrac{A \times l}{\text{rate l pipa}}$

$= \dfrac{0{,}0233\ ft^2 \times 20\ ft}{0{,}11636\ ft^3/dtk} = 4{,}0064\ dtk = 4\ dtk$

Jadi trial terhadap l pipa 20 ft telah memenuhi.

8. Menentukan Dimensi Reaktor

Susunan pipa dalam reaktor berbentuk segitiga (triangular) dengan:

$P_T = OD + ¼\ OD$

$= 2{,}375 + ¼\ (2{,}375) = 2{,}96875\ in$

luas satu pipa: $t = P_T \times \sin 60°$

$= 2{,}96875 \times \sin 60° = 2.5710\ in$

Luasan triangular pitch

$A = ½ \times P_T \times t$

$= ½ \times 2{,}96875 \times 2.5710$

$= 3{,}81635\ in^2 = 0{,}0265\ ft^2$

Dengan Nt = 352 buah, maka:

Luas pipa = Nt x luas segitiga

$= 352 \times 0{,}02650\ ft^2 = 9{,}3212\ ft^2$

Asumsi luas pipa = 90 % luas total

Luas total $= \dfrac{\text{Luas pipa}}{0{,}9} = \dfrac{9{,}3213}{0{,}9} = 10{,}3568\ ft^2$

Menghitung diameter reaktor:

Luas total $= \dfrac{\pi}{4} \times di^2$

$$di^2 = \frac{\text{Luas total}}{\pi/4}$$

$$di = \sqrt{\frac{7{,}3022\ ft^2}{\pi/4}}$$

di = 3,6322 ft = 43,5873 in

9. Menentukan Tebal Reaktor

Menentukan P design (Pi)

$$\text{P hidrostatik} = \frac{\rho \text{ feed campuran x } (H-1)}{144}$$

$$= \frac{5{,}9552 \text{ x } (25-1)}{144}$$

= 9,3258 Psia

P design (Pi) = (P hidrostatik + P operasi) – 14,7

= (9,3258 + 294) – 14,7

= 288,6258 Psig

Untuk bahan SA 240 Grade M Type 316 dari Brownell, hal 342 didapatkan:

f = 17900

E = 0,8

C = 1/16

$$\text{Maka, ts} = \frac{Pi.di}{2(f.E-0{,}6.Pi)} + C$$

$$= \frac{288{,}6258 \text{ x } 36{,}5993}{2(17900 \text{ x } 0{,}8 - 0{,}6 \text{ x } 288{,}6258)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}5044 \text{ x } \frac{16}{16} = \frac{8{,}0709}{16} \approx 8/16 \text{ in} = ½ \text{ in}$$

Standardisasi do:

do = di + 2 ts

= 43,5873 + 2 (1/2)

= 44,5873 in

Dari Brownell and Young, tabel 5.7, hal, 91, diperoleh:

Untuk ts = ½ in, maka diperoleh

do baru = 48 in

r = 48 in

icr = 3 in

Sehingga:

di baru = do baru – 2 ts

=48 – 2 (1/2)

= 47 in

10. Menentukan Tebal Tutup Reaktor

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head

$$th = \frac{0,885.Pi.d}{(f.E-0,1.Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 288,6258 \times 37}{(17900 \times 0,8 - 0,1 \times 288,6258)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,9025 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{14,4409}{16} \approx \frac{16}{16} \text{in} = 1 \text{ in}$$

11. Menentukan Tebal Isolasi Yang Digunakan

Direncanakan menggunkan isolasi dari bahan asbestos dengan tebal 2 kali ts, yang menempel pada dinding silinder yang berfungsi untuk isolator dan pengaman.

Maka, tebal isolasi (tis) = 2 x (1/2) in

= 1in

12. Menentukan Tinggi Tutup Reaktor

Dari Brownell and Young, tabel 5.4, hal, 87 untuk tha = 1 in, diperoleh:

Sf = 4 in

icr = 3 in

Dari Brownell and Young, tabel 5.7, hal, 90 untuk OD = 48 in, diperoleh:

r = 48 icr = 3 in

a = ½ IDs = ½ x 47 = 23,5 in

AB = ½ IDs – icr = 23,5 – 3 = 20,5 in

BC = r – icr = 48 – 3 = 45 in

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$= \sqrt{(45)^2 - (20,5)^2}$ = 40,0593 in

$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

= 48 – 40,0593 = 7,9406 in

OA = th + b + sf

= (1) + 7,9406 + 4 = 12,9406 in

Tinggi tutup = ha = hb = OA = 12,9406 in

Tinggi silinder = 25 ft = 300 in

Tinggi reaktor (L) = tinggi silinder + tinggi tutup

= 300 in + 2 (12,9406) in

= 325,8813in

= 27,1568 ft

Kesimpulan Dimensi Reaktor:

Silinder:

Bahan	: SA 240 Grade M Type 316
Tutup	: Standard dished head
do	: 48 in
di	: 47 in
ts	: 1/2 in
tha = thb	: 1in
L	: 27,1568 ft = 325,8813 in

Pipa (tube):

Bahan	: SA 240 Grade M Type 316
Ukuran	: 2 in nominal Sch 40
do	: 2,375 in
di	: 2,067 in
P_T	: 2,96875 in
A	: 3,8163 in^2
Nt	: 352 buah

13. Penentuan Ukuran Nozzle

Dalam perencanaan reaktor ini, nozzle-nozzle yang digunakan adalah:

a. Nozzle untuk pemasukan feed dan pengeluaran produk

1. Nozzle untuk pemasukan feed etilena

Kebutuhan bahan campuran = 3.834,0153 Kg/jam

= 8.452,4701 lb/jam

ρ campuran bahan = 5,2624 lb/ft^3

Viskositas campuran bahan = 0,00016 lb/ft.detik

$$\text{Debit (Qp)} = \frac{8.452,4701 \text{ lb/jam}}{5,2624 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1.606,2006 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0,44617 \text{ ft}^3\text{/det}$$

Diameter Optimum (Di opt) (Peter Timmehauss, hal. 525)

$$\text{Di opt} = 3,9 \times (Qp)^{0,45} \times (\rho)^{0,19} \text{ in}$$

$$= 3,9 \times (0,4461)^{0,45} \times (5,2624)^{0,19}$$

= 3,3658 in 3,5 in, maka dipilih pipa dengan d = 3,5 in

Dari App A.5, Geankoplis hal. 892 didapatkan:

Pipa dengan D nominal 3 ,5 in schedule 40

OD= 4,0000 in = 0,3333 ft

ID = 3,5480 in = 0,2957 ft

A = 0,0687 ft^2

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{0,4461 \text{ ft}^3\text{/det}}{0,0687 \text{ ft}^2} = 6,4944 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold } (N_{Re}) = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,2957 \times 6,4944 \times 5,2624}{0,00016}$$

$$= 63.154,8618 \text{ (Turbulen)}$$

maka t pipa $= \frac{OD - ID}{2}$

$$= \frac{4 - 3,5480}{2} \qquad = 0,226 \text{ in}$$

Bahan kostruksi yang akan digunakan adalah:

Carbon Steel SA 135 Grade B, dari Brownell, hal 335 didapatkan:

f = 12750

C = 1/16

Pi = 288,6258 Psig

Maka, t $= \frac{Di\,(P + f/30)}{2,3 \times f} + C$

$$= \frac{3,5480\,(288,6258 + 12750/30)}{2,3 \times 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{2,3815}{16} \qquad \text{setara } \frac{3}{16} \text{ in}$$

Jadi diameter pipa feed masuk 3,5 in Sch 40 dapat digunakan

2. Nozzle untuk pemasukan feed benzena

Kebutuhan bahan campuran = 6287,3646 Kg/jam

= 13.861,1240 lb/jam

ρ campuran bahan = 55,6881 lb/ft^3

Viskositas campuran bahan = 0,00029 lb/ft.detik

Debit (Qp) $= \frac{13.861,1240 \text{ lb/jam}}{55,6881 \text{ lb/ft}^3}$

$= 248{,}9063\ ft^3/jam = 0{,}0692\ ft^3/det$

Diameter Optimum (Di opt) (Peter Timmehauss, hal. 525)

$Di\ opt = 3{,}9 \times (Qp)^{0,45} \times (\rho)^{0,19}$ in

$= 3{,}9 \times (0{,}0692)^{0,45} \times (55{,}6881)^{0,13}$

= 1,9764 in 2 in, maka dipilih pipa dengan d = 2 in

Dari App A.5, Geankoplis hal. 892 didapatkan:

Pipa dengan D nominal 2 in schedule 40

OD= 2,375 in = 0,2917 ft

ID = 2,067 in = 0,2557 ft

$A = 0{,}02330\ ft^2$

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{0{,}0692\ ft^3/det}{0{,}0233\ ft^2} = 1{,}0084\ ft/det$$

$$\text{Bilangan Reynold } (N_{Re}) = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}2557 \times 1{,}0084 \times 55{,}6881}{0{,}00029}$$

= 33.288,9765 (Turbulen)

$$\text{maka t pipa} = \frac{OD - ID}{2}$$

$$= \frac{2{,}375 - 2{,}067}{2} = 0{,}154 \text{ in}$$

Bahan kostruksi yang akan digunakan adalah:

Carbon Steel SA 135 Grade B, dari Brownell, hal 335 didapatkan:

f = 12750

C = 1/16

Pi = 288,6258 Psig

Maka, $t = \frac{Di\,(P + f/30)}{2,3 \times f} + C$

$= \frac{2,067\,(288,6258 + 12750/30)}{2,3 \times 12750} + \frac{1}{16}$

$= \frac{1,8048}{16}$ setara $\frac{3}{16}$ in

Jadi diameter pipa feed masuk 2 in Sch 40 dapat digunakan

3. Nozzle untuk pengeluaran gas sisa

Kebutuhan bahan campuran = 52,5295 Kg/jam

= 115,8058 lb/jam

ρ campuran bahan = 5,2364 lb/ft^3

Viskositas campuran bahan = 0,00016 lb/ft.detik

Debit (Qp) $= \frac{115,8058\ \text{lb/jam}}{5,2364\ \text{lb/ft}^3}$

= 22,1155 ft^3/jam = 0,0061 ft^3/det

Diameter Optimum (Di opt) (Peter Timmehauss, hal. 525)

Di opt = 3,9 x $(Qp)^{0,45}$ x $(\rho)^{0,19}$ in

= 3,9 x $(0,0061)^{0,45}$ x $(5,2364)^{0,19}$

= 0,489 in = 0,5 in, maka dipilih pipa dengan d = 0,5 in

Dari App A.5, Geankoplis hal. 892 didapatkan:

Pipa dengan D nominal 0,5 in schedule 40

OD= 0,840 in = 0,0675 ft

ID = 0,622 in = 0,0518 ft

A = 0,00211 ft^2

Kecepatan linier (V) $= \frac{Q}{A} = \frac{0{,}0016\ ft^3/det}{0{,}00211\ ft^2} = 2{,}9137$ ft/det

Bilangan Reynold (N_{Re}) $= \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \frac{0{,}0518 \times 2{,}9137 \times 5{,}2364}{0{,}00016}$

$= 4.938{,}9800$(Turbulen)

maka t pipa $= \frac{OD - ID}{2} = \frac{0{,}840 - 0{,}6220}{2} = 0{,}109$ in

Bahan kostruksi yang akan digunakan adalah:

Carbon Steel SA 135 Grade B, dari Brownell, hal 335 didapatkan:

f = 12750

C = 1/16

Pi = 288,6258 Psig

Maka, t $= \frac{Di\,(P + f/30)}{2{,}3 \times f} + C$

$= \frac{0{,}622\,(288{,}6258 + 12750/30)}{2{,}3 \times 12750} + \frac{1}{16}$

$= \frac{1{,}2421}{16}$ setara $\frac{3}{16}$ in

Jadi diameter pipa produk keluar 0,5 in Sch 40 dapat digunakan

4. Nozzle untuk pengeluaran produk

Kebutuhan bahan campuran = 10.115,0612 Kg/jam

= 22299,6639 lb/jam

ρ campuran bahan = 45,2361 lb/ft^3

Viskositas campuran bahan = 0,00034 lb/ft.detik

Debit (Qp) $= \frac{22.299,6639 \text{ lb/jam}}{45,2361 \text{ lb/ft}^3}$

$= 492,9616 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0,1369 \text{ ft}^3\text{/det}$

Diameter Optimum (Di opt) (Peter Timmehauss, hal. 525)

Di opt $= 3,9 \times (Qp)^{0,45} \times (\rho)^{0,19}$ in

$= 3,9 \times (0,1369)^{0,45} \times (45,2361)^{0,19}$

= 2,6164 in 3 in, maka dipilih pipa dengan d = 3 in

Dari App A.5, Geankoplis hal. 892 didapatkan:

Pipa dengan D nominal 3in schedule 40

OD= 3,5 in = 0,2917 ft

ID = 3,068 in = 0,2557 ft

A $= 0,0512 \text{ ft}^2$

Kecepatan linier (V) $= \frac{Q}{A} = \frac{0,1369 \text{ft}^3\text{/det}}{0,0512 \text{ ft}^2} = 2,6692$ ft/det

Bilangan Reynold (N_{Re}) $= \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \frac{0,2557 \times 2,6692 \times 45,2361}{0,00034}$

= 90.797,4484 (Turbulen)

maka t pipa $= \frac{OD - ID}{2}$

$= \frac{3,5 - 3,068}{2}$ = 0,216 in

Bahan kostruksi yang akan digunakan adalah:

Carbon Steel SA 135 Grade B, dari Brownell, hal 335 didapatkan:

f = 12750

C = 1/16

Pi = 288,6258 Psig

$$\text{Maka, } t = \frac{Di\,(P + f/30)}{2{,}3 \times f} + C$$

$$= \frac{3{,}068\,(288{,}6258 + 12750/30)}{2{,}3 \times 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{2{,}19456}{16} \quad \text{setara} \quad \frac{3}{16} \text{ in}$$

Jadi diameter pipa feed masuk 3 in Sch 40 dapat digunakan

b. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin

1. Nozzle untuk pemasukan air pendingin

Kebutuhan pendingin = 8.306,1338 Kg/jam

= 18311,7025 lb/jam

ρ pendingin = 62,4300 lb/ft^3

Viskositas pendingin = 0,018 cp = 0,00001 lb/ft.detik

$$\text{Debit (Qp)} = \frac{18.311{,}7025 \text{ lb/jam}}{62{,}43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 294{,}599 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0{,}0818 \text{ ft}^3\text{/det}$$

Diameter Optimum (Di opt) (Peter Timmehauss, hal. 525)

$$Di\ opt = 3{,}9 \times (Qp)^{0{,}45} \times (\rho)^{0{,}19} \text{ in}$$

$$= 3{,}9 \times (0{,}0818)^{0{,}45} \times (62{,}43)^{0{,}19}$$

= 2,1629 in = 2 in, maka dipilih pipa dengan d = 2 in

Dari App A.5, Geankoplis hal. 892 didapatkan:

Pipa dengan D nominal 2 in schedule 40

OD= 2,38 in = 0,1983 ft

ID = 2,067in = 0,1723ft

A = 0,0233 ft^2

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{0{,}0818\ ft^3/det}{0{,}0233\ ft^2} = 3{,}5121\ ft/det$$

$$\text{Bilangan Reynold } (N_{Re}) = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}1723 \times 3{,}5121 \times 62{,}43}{0{,}00001}$$

= 3.760.360,9542 (Turbulen)

$$\text{maka t pipa} = \frac{OD - ID}{2}$$

$$= \frac{12{,}38 - 2{,}067}{2} = 0{,}1565\ in$$

Bahan kostruksi yang akan digunakan adalah:

Carbon Steel SA 135 Grade A, dari Brownell, hal 335 didapatkan:

f = 10200

C = 1/16

Pi = 288,6258 Psig

$$\text{Maka, t} = \frac{Di\,(P + f/30)}{2{,}3 \times f} + C$$

$$= \frac{2{,}067\,(288{,}6258 + 10200/30)}{2{,}3 \times 10200} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1,4877}{16} \quad \text{setara} \quad \frac{3}{16} \text{ in}$$

Jadi diameter pipa steam masuk 2 in Sch 40 dapat digunakan

2. Nozzle untuk pengeluaran air pendingin

Kebutuhan pendingin = 8.306,1338 Kg/jam

= 18311,7025 lb/jam

ρ pendingin = 62,4300 lb/ft^3

Viskositas pendingin = 0,018 cp = 0,00001 lb/ft.detik

$$\text{Debit (Qp)} = \frac{18.311,7025 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 294,599 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0,0818 \text{ ft}^3\text{/det}$$

Diameter Optimum (Di opt) (Peter Timmehauss, hal. 525)

$$\text{Di opt} = 3,9 \times (Qp)^{0,45} \times (\rho)^{0,19} \text{ in}$$

$$= 3,9 \times (0,0818)^{0,45} \times (62,43)^{0,19}$$

= 2,1629 in = 2 in, maka dipilih pipa dengan d = 2 in

Dari App A.5, Geankoplis hal. 892 didapatkan:

Pipa dengan D nominal 2 in schedule 40

OD= 2,38 in = 0,1983 ft

ID = 2,067in = 0,1723ft

A = 0,0233 ft^2

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{0,0818 \text{ ft}^3\text{/det}}{0,0233 \text{ ft}^2} = 3,5121 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold } (N_{Re}) = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,1723 \times 3,5121 \times 62,43}{0,00001}$$

$$= 3.760.360,9542 \text{ (Turbulen)}$$

maka t pipa $= \frac{OD - ID}{2}$

$$= \frac{12,38 - 2,067}{2} \qquad = 0,1565 \text{ in}$$

Bahan kostruksi yang akan digunakan adalah:

Carbon Steel SA 135 Grade A, dari Brownell, hal 335 didapatkan:

f = 10200

C = 1/16

Pi = 288,6258 Psig

Maka, t $= \frac{Di\,(P + f/30)}{2,3 \times f} + C$

$$= \frac{2,067\,(288,6258 + 10200/30)}{2,3 \times 10200} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1,4877}{16} \qquad \text{setara } \frac{3}{16} \text{ in}$$

Jadi diameter pipa steam masuk 2 in Sch 40 dapat digunakanJadi diameter pipa steam masuk 2 in Sch 40 dapat digunakan

c. Nozzle untuk pemasangan controller

Pengukuran tekanan dan temperatur digunakan lubang dengan ukuran diameter 1 in, dan tebal 3/16 in.

14. Perhitungan Penguat

Menentukan lubang maksimum tanpa penguat

Dari Hesse dan Rouston, pers. 10.29, hal, 280:

$$K = \frac{P.Do}{2.t.f}$$

Dimana:

P = tekanan operasi = 288,6258 Psig

Do = diameter luar dinding shell = 48 in

t = tebal shell = 0,5 in

f = stress yang diijinkan = 12750 psi

$$K = \frac{288,6258 \times 48}{2 \times (0,5) \times 12750} = 1,0865 \text{ in}$$

Do x t = 48 x 0, 5 = 24 in^2

Dari Hesse, fig. 10.27, diperoleh bahwa lubang (diameter maksimum) = 5 in sehingga setiap lubang yang lebih kecil dari 5 in tidak memerlukan penguat.

15. Sambungan Tutup Dengan Dinding Reaktor

Guna untuk mempermudah dalam perbaikan ataupun perawatan dari reaktor, maka tutup bejana reaktor dihubungkan dengan bagian shell dengan menggunakan sistem flange dan bolting.

A. Flange

Dari apendiks D Brownell and Young, hal. 342, diperoleh:

Bahan = High – Alloy SA 240 grade M Type 316

Tensile streght minimum = 75000 psi

Allowable stress = 17900 psi

Type flange = Ring Hange Loss Type

B. Bolting

Bahan = Carbon Steel SA 261 grade BO

Tensile streght minimum = 100000 psi

Allowable stress = 16250 psi

C. Gasket

Bahan = Flat metal, jacketed, asbestos filled

Gasket faktor (m) = 3,75 in

Minimum design seating stress (y) = 9000

Tebal = 1/16 in

Penentuan Lebar Gasket

Dari pers. 12.2, hal. 228, Brownell and Young didapatkan:

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - P.m}{y - P(m+1)}}$$

Dimana:

do = diameter luar gasket, in

di = diameter dalam gasket, in

P = internal pressure = 288,6258 Psig

m = gasket faktor = 3,75 in

y = yield stress = 9000 psi

maka:

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{9000 - 288,6258.3,75}{9000 - 288,6258(3,75+1)}} = 1,0187$$

di = OD shell =48 in

Sehingga:

do = 48 x 1,0187

= 48,8995 in

Lebar gasket minimum (n)

$$n = \frac{do - di}{2}$$

$$= \frac{48,8995 - 42}{2} = 0,4497$$

Diambil lebar gasket = 0,5 in

Diameter rata-rata gasket (G) = 48 + 0,5

= 48,5 in = 4,041666 ft

Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut

Dari Brownel and Young, hal. 240, pers. 12.88 didapatkan:

Beban bolt tanpa internal pressure (W_{m2}) = Hy = b . π . G . y

1. Dari gambar 12.12, Brownell & Young, hal. 229 didapatkan:

   Lebar seating gasket dasar, bo = n/2

   $$bo = \frac{0,5}{2} = 0,25 \text{ in}$$

   Untuk bo = ¼ maka b = bo

   Sehingga: Hy = π . bo . G . y

   = π . (0,25) x (48,5) x (9000)

   = 342.652,5000 lb

2. Beban karena internal pressure (H)

   Dengan menggunakan pers. 12.89, hal. 240, Brownell and Young:

$$H = \frac{\pi . G^2 . P}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (48,5)^2 \times 288,6258}{4} \qquad = 532.952,2299 \text{ lb}$$

3. Beban agar baut tidak bocor (H_p)

$H_p = 2 . bo . \pi . G . m . P$

$= 2 \times (0,25) \times \pi \times (48,5) \times (3,75) \times (288,6258)$

$= 82.415,2933$ lb

4. Total beban operasi (W_{m1})

$W_{m1} = H_p + H$

$= 532.952,2299 + 82.415,2933 \quad = 615.367,5231$ lb

Jadi $W_{m1}, > W_{m2}$ sehingga yang mengontrol adalah $W_{m1},$.

Perhitungan Luas Minimum Bolting Area

Dengan menggunakan pers. 12.92, hal. 240, Brownell and Young:

$$A_m = \frac{W_{m1}}{fa}$$

$$= \frac{615.367,5231}{16250}$$

$= 37,8687 \text{ in}^2$

Perhitungan Luas Optimum Bolting Area

Dari tabel 10.4, hal 188, Brownell and Young dicoba ukuran bolt = 2 ½ in, maka didapatkan root area = 3,715 in^2. Maka jumlah bolting optimum adalah:

$$\frac{A_{m1}}{\text{Root Area}} = \frac{37,8687}{3,715} = 10,1934 \text{ buah setara 10buah}$$

Dari tabel 10.4, hal 188, Brownell and Young, didapatkan:

Ukuran bolt = 2 1/2 in

Root area = 3,715in^2

Bolt spacing =3 in

Minimum radial distance = 3 1/16 in

Edge distance (E) = 2 3/8 in

- Bolt Area Diameter (c)

  C = ID shell + 2 (1,415 x go + R)

  Dimana:

  ID shell = 47 in

  go = ts = tebal shell = 1/2 in

  sehingga:

  c = 47 + 2 (1,415 x (1/2) + 2)

  = 52,415 in

- Cek Lebar Gasket (trial)

  Lebar gasket $= \frac{N \times B_s}{\pi}$

  $= \frac{10 \times 3}{\pi}$ = 9,7389 setara 10 buah (trial memenuhi)

  Jadi ukuran bolt 2 ½ in, dengan jumlah bolt 10buah dapat digunakan

- Diameter Luar Flange

  OD = Bolt area diameter + 2 E

  = 52,4154 + 2(2 3/8)

  = 57,1654 in

- Cek Lebar Gasket

  Ab actual = jumlah bolt x root area

  = 10 x 3,715

  = 36,1803 in^2

- Lebar Gasket Minimum adalah

  $$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{\text{Ab actual x f}}{2 \text{ x } \pi \text{ x y x G}}$$

  $$= \frac{36{,}1803 \text{ x } 16250}{2 \text{ x } \pi \text{ x } 9000 \text{ x } 48{,}5}$$

  = 0,214 in < 0,5 in

  Jadi lebar gasket 0,5 in telah memenuhi

Perhitungan Moment

- Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam) pers. 12.94, hal. 242, Brownell and Young:

  $$W = \frac{(A_{m1} + Ab) \text{ x fa}}{2}$$

  $$= \frac{(37{,}8687 + 36{,}1803) \text{ x } 16250}{2}$$

  = 601.649,1389 lb in

- Radial distance dari gasket load reaction to bolt circle (h_G) adalah

  h_G = ½ (c – G)

  = ½ (52,415– 48,5)

  = 1,9575 in

- Moment (Ma)

  Ma = W x h_G

$= 601.649,1389 \times 1,9575$

$= 1.177.728,1987 \text{ lb in}^2$

- Untuk keadaan moment pada kondisi operasi

  $W = W_{m1} = 615.367,5231 \text{ lb in}$

- Hydrostatic and force pada daerah dalam flange (H_D) adalah:

  $H_D = 0,785 \times B^2 \times P$

  Dimana:

  B = diameter luar shell = 48 in

  P = tekanan operasi = 288,6258 Psig

  Maka:

  $H_D = 0,785 \times (48)^2 \times (288,6258)$

  $= 522.020,1669 \text{ lb}$

- Radial distance dari bolt circle (h_G) pada H_D adalah:

  $$h_D = \frac{(c - B)}{2}$$

  $$= \frac{(52,4154 - 48)}{2}$$

  $= 2.2075 \text{ in}$

- Moment (M_D)

  $M_D = H_D \times h_D$

  $= 522.020,1669 \times 2.2075$

  $= 1.152.359,5180 \text{ lb in}^2$

  $H_G = W - H$

  $= 615.367,5231 - 532.952,2299$

= 82.415,2932 lb in

- Moment (M_G)

$M_G = H_G \times h_G$

= 82.415,2932 x 1.9575

= 161.327,9366 lb in^2

- $HT = H - HD$

= 532.952,2299– 522.020,1669

= 10.932,0629 lb in

- $hT = \frac{(h_D + h_G)}{2}$

$= \frac{(2{,}2075 + 1{,}9575)}{2}$

= 2,0825

- Moment (M_T)

$M_T = H_T \times h_T$

= 10.932,0629 x 2,0825

= 22.766,0211 lb in

Jadi total moment (M_O) pada keadaan operasi

$M_O = M_D + M_G + M_T$

= 1.152.359,5180 + 161.327,9366 + 22.766,0211

= 1.336.453,4760 lb in^2

Karena $M_a < M_O$, maka $M_{max} = M_O$ = 1.336.453,4760 lb in^2

Perhitungan Tebal Flange

Dari pers. 12.85, Brownell and Young, hal, 239 didapatkan:

$$t = \left(\frac{y.M_o}{f.B}\right)^{1/2}$$

Dimana: K = A/B

A = diameter luar flange = 57.165 in

B = diameter luar shell = 48 in

Maka K $= \frac{57,1650}{48}$

$= 1,1909$

Dengan menggunakan fig. 12.22, hal 238 Brownell and Young dan harga K = 1,1909 didapatkan harga y = 12

Jadi: t $= \sqrt{\frac{12 \text{ x } (1.336.453,4760)}{17900 \text{ x } (48)}}$

= 4,3012 in setara 4 in

Dipergunakan tebal standar 4 in

Dari Hasil Perhitungan Diatas Dapat Disimpulkan:

- Flange

  Bahan : High – Alloy SA 240 grade M tipe 316

  Tebal : 4 in

  OD : 57,165 in

  Type flange : Ring Hange Loss Type

- Bolting

  Bahan : Carbon Steel SA 261 grade BO

Ukuran : 2 1/2 in

Jumlah : 10 buah

Bolt circle diameter : 47,5 in

Edge distance : 2 3/8 in

Minimum radial distance : 3 1/16 in

- Gasket

Bahan : Flat metal, jacketed, asbestos filled.

Tebal : 1/16 in = 0,0625 in

Lebar : 0,5 in

16. Sistem Penyangga (Supports)

Sebagai penyangga digunakan sistem lugs, sehingga berlaku rumus:

$$P = \frac{4.Pw.(H-L)}{\pi.Dbc} - \frac{\Sigma W}{n}$$ (pers. 10.76, hal197, Brownell and Young)

Dimana:

Pw = Total beban permukaan karena angin

H = tinggi vessel dari pondasi

L = Jarak antara level dengan dasar pondasi

Dbc = Diameter

n = jumlah support

Σ W = Total berat reaktor dengan aksesorisnya

P = Beban kompresi maksimum untuk tiap lugs

Dalam perencanaan ini pengaruh angin dapat diabaikan karena vessel terletak didalam ruangan, sehingga rumus diatas menjadi:

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana:

n = jumlah lugs, dipakai 4 buah

Menghitung Berat Total Reaktor

a. Berat tutup reactor

Diameter silinder (ID) = 3.9166 ft = 47 in

Tebal tutup = 0.0833 ft = 1 in

ρ High Alloy steel = 493,75 lb/ ft^3

= 0,2857 lb/in^3

Volume tutup = 0,000049 x di^3

= 0,000049 x $(47)^3$

= 5,0873 in^3

Berat tutup bawah dan atas (W_1)

W_1 = 2 x Volume tutup x ρ bahan

= 2 x (5,0873) x 0,2857

= 29,0689 lb

b. Berat dinding reaktor (W_2)

Tinggi shell = 25 ft = 300 in

Diameter shell = 3,9166 ft = 47 in

Diameter luar shell = 4 ft =48 in

Volume dinding shell adalah:

$$V = \frac{\pi \times (OD^2 - ID^2) \times L}{4}$$

$$= \frac{\pi \times ((48)^2 - (47)^2) \times 300}{4}$$

$= 22.372{,}5 \text{ in}^3$

$= 12{,}9470 \text{ ft}^3$

Berat dinding shell adalah (W_2)

$W_2 = \rho \times V$

$= (493{,}75 \text{ lb/ft}^3) \times (29{,}1308 \text{ ft}^3)$

$= 14.383{,}3325 \text{ lb}$

c. Berat isolasi (W_3)

Isolasi terdapat pada permukaan silinder dan tutup bawah

Tebal isolasi $= 2 \times (0{,}5)$

$= 1 \text{ in}$

DO shell = Di isolasi = 48 in

DO isolasi = Di isolasi + tebal isolasi

$= 48 \text{ in} + 1 \text{ in}$

$= 49 \text{ in}$

Volume isolasi pada dinding shell

$$V = \frac{\pi \times (OD^2 - ID^2) \times L}{4}$$

$$= \frac{\pi \times ((49)^2 - (48)^2) \times 300}{4}$$

$= 22.843{,}5000 \text{ in}^3$

Maka $V = 22.843{,}5000 \text{ in}^3$

Densitas isolasi $= 577 \text{ Kg/m}^3$ App. A.3-15, hal 882, Geankoplis

$= 36,02211 \text{ lb/ft}^3$

$= 0,02085 \text{ lb/in}^3$

Maka, W_3 $= V \times \rho$

$= 22.843,5000 \text{ in}^3 \times 0,02085 \text{ lb/in}^3$

$= 476,2869 \text{ lb}$

d. Berat isi reactor

Tube

$$\text{Volume bahan tube} = \frac{\pi \times (DO - DI)^2 \times L}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (2,375 - 2,067)^2 \times 300}{4}$$

$= 22,34047 \text{ in}^3$

Volume total tube adalah

V = Volume bahan tube x jumlah tube

$= 22,34047 \text{ in}^3 \times 352 \text{ buah}$

$= 7.857,5954 \text{ in}^3$

$= 4,5472 \text{ft}^3$

Berat tube adalah (W_4)

W_4 $= V \times \rho$

$= 4,5472 \text{ ft}^3 \times 493,75 \text{ lb/ft}^3$

$= 2.245,1896 \text{ lb}$

Baffle

Tinggi tube $= 25 \text{ ft} = 300 \text{ in}$

ID shell $= \text{ft} = 47 \text{ in}$

Baffle spacing = 1/2 Ids

= ½ x 47 in

= 23,5000 in

Jumlah baffle $= \frac{\text{Tinggi tube}}{\text{Baffle spacing}}$

$= \frac{300}{23,5000}$

= 12,7659 buah setara 13 buah

Tebal baffle = 3/16 in

Luas baffle (A) $= 75\ \% \times \frac{\pi}{4} \times di$

$= 0,75 \times \frac{\pi}{4} \times (47)$

$= 27,6712\ in^2$

$= 0,1921\ ft^2$

Volume baffle = A x t

= 27,6712 x (3/16)

$= 5,1883\ in^3$

$= 0,003\ ft^3$

Berat baffle (W_5) = V x ρ

$= 0,003\ ft^3 \times 493,75\ lb/ft^3$

= 1,4824 lb

Tube Sheet

Luas baffle $= 27,6712\ in^2 = 0,1921\ ft^2$

Tebal baffle = 3/16 in

Luas baffle = 80 % luas tube sheet

Luas tube sheet $= \frac{100}{80} \times 27{,}6712\ in^2$

$= 34{,}5891\ in^2$

Berat tube sheet (W_6)

W_6 = 2 x luas x tebal x densitas bahan

= 2 x 34,5891 x (3/16) x 0,2857

= 3,7058 lb

Berat air pendingin (W_7)

W_7 = 18.113,7025 lb

Berat katalis (W_8)

W_8 = 4.169,5884 lb

Berat bahan masuk (W_9)

W_9 = 22.415,3234 lb

Maka berat total (Wt)

$Wt = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5 + W_6 + W_7 + W_8 + W_9$

= 29,0689 + 14.383,3325 + 476,2869 + 2.245,1896 + 1,4824 +

3,7058 + 18.113,7025 + 4.169,5884 + 22.415,3234

= 54.044,9535 lb

Untuk factor keamanan 10 % lebih besar dari berat total, maka

$Wt = \left(1 + \frac{10}{100}\right) \times 54.153{,}0423$ lb

= 59.449,4489 lb setara 59.500 lb

Jadi, $P = \frac{W_{max}}{n}$

$= \frac{59.500\ lb}{4}$

$= 14.875\ lb$

Perencanaan Kolom Support

Beban tiap kolom adalah 14.875 lb

Ditentukan jarak reaktor dengan lantai (l) = 5 ft

a. Menentukan tinggi kolom (L)

Panjang kolom penyangga:

$L = 0,5\ H + l$

Dimana:

H = tinggi reaktor = 27,1567 ft

$L = 0,5\ (27,1567) + 5$

$= 18,,5783\ ft$

$= 222,9406\ in$

b. Trial ukuran I beam

Ukuran I beam dicoba 5 in ukuran berat 5 x 3 dengan beban 10,0 lb/ft.

Dari Brownell and Young, App. G, hal. 355 diperoleh:

b = 3 in

h = 5 in

$A_y = 2,87\ in^2$

$r_{1-1} = 2,05\ in$

Maka, $\frac{L}{r_{1-1}} = \frac{222,9406}{2,05}$

$= 108,7515$

Maka,

fc $= 17000 - 0,485\ (L/\ r_{1-1})^2$

$= 17000 - 0,485\ (108,7515)^2 = 11.263,9541\ lb/in^2$

Luas (A) yang dibutuhkan $= \frac{14.875}{11.263,9541} = 1,3205\ in^2$

Karena A yang dibutuhkan < A yang tersedia, maka I beam dengan ukuran 5 in, 5 x 3, beban 10,0 lb/ft telah memenuhi.

Perencanaan Base Plate

a. Menentukan luas base plate

$$Abp = \frac{P}{Fop}$$

Dimana:

Abp = luas base plate, in^2

P = beban tiap base plate

Fop = stress yang diterima oleh pondasi yang terbuat dari beton.

$= 600\ lb/\ in^2$ (Hesse, tabel 7.7, hal. 162)

Sehingga,

$$Abp = \frac{14.875\ lb}{600\ lb/\ in^2}$$

$= 24,7917\ in^2$

b. Panjang dan Lebar base plate

Rumus:

Abp = L x W

Dimana:

L = panjang base plate = 2 m + 0,95 h

W = lebar base plate = 2 n + 0,8 b

Dengan I beam 5 x 3 diperoleh:

h = 5 in

b = 3 in

Dari Hesse, hal, 163 diasumsikan m = n, maka:

Abp = (2m + 0,95 h) x (2n + 0,8 b)

24,7917 = (2m + 0,95 (5)) x (2n + 0,8 (3))

24,7917 = (2m + 4,75) (2m + 2,4)

$0 = 4\ m^2 + 14{,}3\ m - 13{,}39$

Dengan menggunakan rumus abc, maka:

$$m_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$= \frac{-(14{,}3) \pm \sqrt{(14{,}3)^2 - 4\,(4)\,(-13{,}39)}}{2\,(4)}$$

$$= \frac{-(14{,}3) \pm 20{,}4628}{8}$$

= 0,7703 atau –4,3454

Diambil m = 0,7703

Panjang base plate = 2m + 0,95h

$= 2\ (0{,}7703) + 0{,}95\ (5)$

$= 6{,}291$ setara 6 in

Lebar base plate $= 2n + 0{,}8b$

$= 2\ (0{,}7715) + 0{,}8\ (3)$

$= 3{,}9406$ setara 4 in

Diambil P = L = 5 in

$A_{baru} = 5 \times 5 = 25\ in^2$

Beban yang harus ditahan:

$$F = \frac{P}{A}$$

$$= \frac{14.875}{25} = 595\ lb/in^2$$

Base plate dengan ukuran 5 x 3 in ini dapat digunakan dengan aman karena beban yang harus ditahan 595 lb/in^2 < 600 psi (harga stress maksimum).

Peninjauan terhadap harga m dan n.

Panjang base plate : $5 = 2m + 0{,}95h$

$= 2\ (m) + 0{,}95\ (5)$

$m = 0{,}125$

Lebar base plate : $3 = 2n + 0{,}8b$

$= 2\ (n) + 0{,}8\ (3)$

$= 0{,}3$

Dari nilai n dan m tersebut, maka yang mengontrol dalam pemilihan tebal base plate adalah nilai n, karena n > m.

c. Tebal Base Plate

$t_{bp} = \sqrt{0{,}00015 . F . n^2}$ (Hesse, pers. 7.12, hal. 163)

Dimana:

t_{bp} = tebal base plate, in

F = beban yang harus ditahan = 14.875 lb/in^2

n = 0,3 in

Sehingga,

$t_{bp} = \sqrt{0{,}00015 . F . n^2}$

$= \sqrt{0{,}00015 . (14887.5465) . (0{,}3)^2}$

= 0,4483 in setara 0,5 in

Jadi digunakan tebal base plate = 0,5 in

d. Menentukan Ukuran Baut

Beban baut = 14875 lb

Jumlah baut yang digunakan = 4 buah

Beban tiap baut = $\frac{14875}{4}$ = 3721,75lb

Menentukan luas baut:

$Ab = \frac{Pb}{fs}$

Dimana:

Ab = luas baut

Pb = beban tiap baut = 3721,75 lb

fs = stress maksimal tiap baut = 12000 psi

Maka,

$$Ab = \frac{3721{,}75\ lb}{12000\ psi}$$

$$= 0{,}3098\ in^2$$

Dari Brownell and Young, tabel 10.4, hal. 188 diperoleh ukuran baut dengan dimensi:

- Ukuran baut = 2 ½ in
- Bolt circle (BC) = 3 in
- Jarak radial minimum = 3 1/16 in
- Edge distance (E) = 2 3/8 in
- Nut dimension = 3 7/8 in
- Radius fillet maksimum = 1 3/16 in

e. Menentukan Dimensi Lug dan Guset

Dari Brownell and Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

A = lebar lug = ukuran baut + 9 in

= 2,5 + 9 in

= 11,5 in

B = jarak antar guset = ukuran baut + 8 in

= 2,5 + 8 in

= 10,5 in

L = lebar guset = 2 (lebar kolom – 0,5 x ukuran baut)

= 2 (3 – 0,5 (2,5))

= 3,5 in

Lebar lug atas = a = 0,5 (L + ukuran baut)

= 0,5 (3,5 + 2,5)

= 3 in

Perbandingan tebal base plate $= \frac{B}{L} = \frac{10,5}{3,5}$

$= 3$

Dari Brownell and Young, tabel 10.6, hal. 192 diperoleh $\gamma_1 = 0,042$

e = 0,5 x nut dimension

= 0,5 x (3 7/8) =0,4375 in

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

$$M_Y = \frac{P}{4.\pi}\left[(1+\mu) \text{ x } \ln\frac{2L}{\pi e} + (1-\gamma_1) \right]$$

Dimana:

M_Y = maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

P = beban tiap baut = 3712,75 lb

μ = poisson's ratio = 0,33 (steel)

L = panjang horizontal plate bawah = 5 in

e = nut dimension = 0,4375 in

jadi:

$$M_Y = \frac{3712,75}{4.\pi}\left[(1+0,33) \text{ x } \ln\frac{2(5)}{\pi(0,4375)} + (1-0,042) \right]$$

= 1063,6036 lb

M_Y disubstitusikan ke persamaan 10.41, hal. 193, Brownell and Young.

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}}$$

Dimana:

thp = tebal horizontal plate

Maka,

$$t_{hp} = \left(\frac{6 \times 1.063{,}6036}{17900}\right)^{0,5}$$

$$= 0{,}5970 \text{ in}$$

Diambil tebal horizontal plate = 0,5970 in

Dari Brownell & Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

Tebal guset minimal $= \frac{3}{8} \times t_{hp}$

$= \frac{3}{8} \times 0{,}5970$ in

$= 0{,}2239$ in

Tinggi guset = hg = A + ukuran baut

$= 11{,}5 + 2{,}5$

$= 14$ in

Lebar guset = 5 in

Tinggi lug = hg + 2 thp

$= 14 + 2\ (0{,}5970)$

$= 15{,}1942$ in

Kesimpulan:

a. Lug

Lebar : 11,5 in

Tebal : 0,5970 in

Tinggi : 15,1942 in

b. Guset

Lebar : 5 in

Tebal : 0,2239 in

Tinggi : 14 in

17. Menentukan Dimensi Pondasi

Beban tiap kolom (W) = 14.875 lb

a. Menentukan beban base plate

Persamaan yang digunakan:

Wbp = p x l x t x ρ

Dimana:

Wbp = beban base plat, lb

p = panjang base plate = 6 in = 0,5 ft

l = lebar base plate = 4 in = 0,33333 ft

t = tebal base plate = 0,5 in = 0,04167 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3

Sehingga:

Wbp = 0,5 x 0,33333 x 0,04157 x 489

= 3,39583 lb

b. Menentukan beban kolom penyangga

Persamaan yang digunakan:

Wp = l x A x ρ x f

Dimana:

Wp = beban kolom, lb

l = tinggi kolom = 18,5783 ft

A = 0,0199 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3

f = faktor korosi = 3,4

Sehingga:

Wp = 18,5783 x 0,0199 x 489 x 3,4

= 615,6235 lb

Beban total:

Wt = W + Wbp + Wp

= 14.875 + 3,39583 + 615,6235

= 15.494,0194 lb

Dianggap bahwa hanya ada gaya vertikal dari berat kolom itu sendiri yang bekerja pada pondasi, maka diambil:

1. luas atas = (10 x 10) in = 100 in^2
2. luas bawah = (20 x 20) in = 400 in^2
3. tinggi pondasi = 30 in

Maka luas permukaan rata-rata (A):

$$A = \left\{\left(\frac{10+20}{2}\right) x \left(\frac{10+20}{2}\right)\right\}$$

$= 225\ in^2$

$= 1{,}56250\ ft^2$

Menentukan volume pondasi:

$V = A \times t$

$= 1{,}56250\ ft^2 \times 30\ ft$

$= 3{,}90625\ ft^3$

Menentukan berat pondasi:

$W = V \times \rho$

Dimana:

W = berat pondasi, lb

V = Volume pondasi, ft^3

ρ = densitas pondasi (beton)

$= 196\ lb/ft^3$ (Perry ed. 6, tabel 3.18, hal. 395)

Maka,

$W = 3{,}90625\ ft^3 \times 196\ lb/ft^3$

$= 765{,}62500\ lb$

Menentukan tekanan tanah

Pondasi didirikan diatas cemented sand and gravel dengan daya dukung:

$5\ ton/ft^3 < P < 10\ ton/ft^3$ (Hesse, tabel 12.2, hal. 327)

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar:

$$P = 5\ ton/ft^3 \times \frac{2204{,}64\ lb}{1\ ton} \times \frac{1\ ft^2}{144\ in^2}$$

$= 76{,}55000\ lb/in^2$

Tekanan pada tanah:

$$P = \frac{\text{berat pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas tanah}}$$

$$= \frac{765,62500 + 15.494,0194}{20 \text{ x } 20}$$

$$= 40,6491 \text{ lb/ in}^2 < 76,55000 \text{ lb/ in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil dan kemampuan tanah menahan tekanan lebih besar, maka pondasi dengan ukuran (10 x 10) in untuk luas atas dan (20 x 20) in untuk luas bawah dan tinggi pondasi 30 in dapat digunakan (aman).

Kesimpulan Spesifikasi Reaktor

Fungsi : Untuk tempat berlangsungnya reaksi antara C_2H_4 dan C_6H_6 membentuk C_6H_6 C_2H_5 dan produk samping $(C_6H_6$ $C_2H_5)_2$ dan $(C_6H_6$ $C_2H_5)_3$ dengan katalis zeolit.

Reaksi $7C_2H_4 + 4C_6H_6 \xrightarrow{Zeolit} 2\ C_6H_6\ C_2H_5 + (C_6H_6\ C_2H_5)_2 + (C_6H_6\ C_2H_5)_3$

Jenis : Fixed - Bed Multi Tubular Reaktor

Bentuk : Bejana tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 10.167,5907 Kg/jam = 22.415,3234 lb/jam

A. Ukuran bagian silinder

- Diameter luar = 48 in
- Diameter dalam = 47 in
- Tebal shell = 1/2 in
- Tebal tutup = 1 in
- Tinggi = 27,1567 ft = 325,8813 in
- Bahan konstruksi = High Alloy SA 240 Grade M tipe 316

B. Ukuran tube

- Diameter luar = 2,375 in
- Diameter dalam = 2,067 in
- Pt = 2,96875 in
- Nt = 352 buah

C. Ukuran bagian tutup atas dan bawah

- Tebal = 1 in
- icr = 3 in
- sf = 4 in
- Tinggi = 12,9406 in

D. Nozzle

- Ukuran pipa pemasukan etilena = 3,5 in
- Ukuran pipa pemasukan benzena = 2 in
- Ukuran pipa pengeluaran gas sisa = 0,5 in
- Ukuran pipa pengeluaran produk = 3 in
- Ukuran pipa pemasukan pendingin = 2 in
- Ukuran pipa pengeluaran pendingin = 2 in

E. Baffle

- Bahan = High Alloy SA 240 Grade M tipe 316
- Jumlah baffle = 13 buah
- Baffle spacing = 23,5 in
- Tebal = 3/16 in
- Luas baffle = 27,6712 in^2

F. Isolasi

- Bahan = Asbestos
- Tebal = 1 in

G. Sambungan head dan shell

1. Flange

   - Bahan = High – Alloy SA 240 grade M tipe 316
   - Tebal = 4 in
   - OD = 57,165 in
   - Type flange = Ring Hange Loss Type

2. Bolting

   - Bahan = Carbon Steel SA 261 grade BO
   - Ukuran = 2 ½ in
   - Jumlah = 10 buah
   - Bolt circle diameter = 47 in
   - Edge distance = 2 3/8 in
   - Minimum radial distance = 3 1/16 in

3. Gasket

   - Bahan = Flat metal, jacketed, asbestos filled
   - Tebal = 1/ 16 in = 0,0625 in
   - Lebar = 0,5 in

4. Lug

   - Lebar = 11,5 in
   - Tebal = 0,5970 in
   - Tinggi = 15,1941 in

5. Guset

   - Lebar = 5 in

- Tebal = 0,2239 in
- Tinggi = 14 in

6. Base plate
   - Panjang = 6 in
   - Lebar = 4 in
   - Tebal = 0,5 in
7. Pondasi
   - Luas atas = 10 x 10 in
   - Luas bawah = 20 x 20 in
   - Tinggi = 30 in

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1. Instrumentasi

Dalam proses industri kimia, instrumentasi mempunyai peranan yang penting dalam pengendalian proses. Bila diinginkan suatu hasil dengan kondisi tertentu dari suatu masukkan dalam suatu peralatan proses dengan kondisi tertentu pula, maka hal ini dapat tercapai dengan bantuan instrumentasi. Instrumentasi di sini berfungsi sebagai alat ukur yang terdiri dari indikator (penunjuk), pencatat dan alat kontrol (pengendali). Adapun yang dikontrol meliputi : suhu, tekanan, rate aliran, tinggi cairan dalam suatu tangki dan sebagainya.

Pengendalian peralatan proses bisa dilakukan secara otomatis dan manual. Pengendalian secara manual digunakan apabila pengendalian proses sepenuhnya ditangi oleh tenaga manusia. Secara otomatis, bila pengendalian proses dilakukan oleh alat kontrol yang bisa bekerja dengan sendirinya (otomatis).

Pengendalian proses dilakukan secara otomatis apabila tidak memungkinkan dilakukan secara manual atau biaya otomasi alat kontrol otomatis lebih murah jika dibandingkan dengan tenaga manusia. Disamping itu pengendalian secara otomatis mempunyai keuntungan antara lain :

- Mengurangi jumlah pegawai
- Keselamatan kerja lebih terjamin
- Hasilnya dapat dipertanggungjawabkan
- Ketelitian yang dihasilkan cukup tinggi

Oleh karena itu dalam perencanaan pendirian pabrik ini cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Alat kontrol yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena adalah :

a. Indikator

   Untuk mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerahj tertentu dari suatu peralatan.

b. Controller

   Untuk mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

Instrumen yang digunakan pada pabrik Etilbenzena ini adalah :

a. Temperatur Controller (TC)

   Berfungsi untuk mengendalikan suhu fluida dalam suatu aliran proses agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan.

b. Pressure Controller (PC)

   Berfungsi untuk mengatur tekanan dalam suatu proses secara langsung.

c. Flow Controller (FC)

   Berfungsi untuk mengendalikan laju aliran fluida dalam pipa agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan.

d. Level Indicator (LI)

   Berfungsi sebagai penunjuk untuk mengetahui tinggi dari bahan dalam alat yang beroperasi

Pemilihan alat-alat kontrol untuk Pra Rencana Pabrik Ethylbenzen ini selain ditinjau dari kondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang direncanakan, juga harus mempertimbangkan faktor-faktor berikut :

- Mudah perawatan dan perbaikan bila terjadi kerusakan.
- Mudah mendapatkan suku cadanngnya bila terjadi kerusakan.
- Mudah mengoperasikannya.
- Harganya realif murah dengan kualitas yang memadai.

Penenpatan alat-alat kontrol pada setiap alat dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 7.1. Alat-alat kontrol yang dipakai pada tiap peralatan

No	Nama Alat	Kode alat	Kode Instrumentasi
1	Storage etilen	F – 111	FC, PC
2	Storage benzena	F – 117	Li
3	Vaporizer II	V – 113	TC
4	Flash Drum I	D – 114 A	FC, PC
5	Flash Drum II	D – 114 B	FC, PC
6	Reaktor	R – 110	PC, TC
7	Gas Cooler	E – 122	TC
8	Cooler	E – 124	TC
9	Destilasi I	D – 120	FC,TC
10	Kondensor I	E – 126	TC
11	Reboiler I	E - 131	TC
12	Destilsi II	D – 130	FC,TC
13	Cooler	E – 134	TC
14	Cooler	E - 139	TC

7.2. Keselamatan Kerja

Kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi pada seseorang pada hubungan kerja yang disebabkan oleh bahaya yang berkaitan dengan pekerjaan. Kecelakaan ini menimbulakan kerugian bagi karyawan, perusahaan dan masyarakat.

Untuk mencegah terjadinya kecelakaan kerja, maka dilakukan usaha keselamatan kerja yaitu usaha untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja.

Pelaksanaan usaha keselamatan kerja bertujuan menghindari terjadinya kecelakaan kerja dan meningkatkan produktivitas kerja serta keuntungan perusahaan. Agar usaha keselamatan kerja dapat dilaksanakan dengan baik, harus diketahui sebab-sebab kecelakaan kerja, sehingga dapat diambil langkah-langkah preventif menghindari kecelakaan kerja

Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetapi juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar. Bahaya-bahaya yang harus diperhatikan termasuk :

- Kecelakaan zat-zat kimia yang mudah terbakar, beracun dan meledak.
- Bahaya-bahaya dari peralatan pabrik dan sebagainya.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah :

a. Lingkungan fisik

   Meliputi : mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll)

   Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembelian, penyusunan dari peralatan dan sebagainya.

b. Latar belakang kerja

Yaitu sifat/karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkunagannya. Sifat/karakter tersebut meliputi :

- Tidak cocoknya manusia/pekerja terhadap mesin atau lingkungan kerja.
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan
- Ketikmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja.

c. Sistem manajemen

Sistem manjemen ini merupakan unsur terpenting, karena menjadi pengatur kedua unsur di atas.

Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja, antara lain :

- Prosedur kerja tidak diterapkan dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik.
- Tidak adanya inspeksi peralatan.
- Tidak adanya sistem penanggulangan bahaya.

Adapun bahaya-bahaya yang dapat terjadi pada Pra Rencana Pabrik Ethylbenzen ini dan cara mengatasinya antara lain sebagai berikut :

1. Keselamatan kontruksi
   - Konstruksi bangunan, alat-alat produksi baik secara langsung maupun tidak langsung harus cukup kuat dan pemakaian bahan konstruksinya harus sesuai.

- Pada tempat-tempat yang berbahaya hendaknya diberi pagar atau peringatan yang jelas.
- Pengaliran udara serta penerangan harus cukup baik.
- Antara peralatan mesin-mesin dan alat-alat proses harus berjarak cukup jauh.
- Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa.

2. Bahaya yang disebabkan oleh adanya panas api, kebakaran dan listrik
   - Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
   - Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
3. Penjelasan-penjelasan akan adanya bahaya yang dapat terjadi dan memberikan cara pencegahannya.
4. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan apabila terjadi bahaya.
5. Penyediaan alat-alat pencegah kebakaran baik akibat listrik maupun api.

Untuk mencegah kecelakaaan kerja diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti terlihat pada tabel berikut.

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Ethylbenzen

No	Alat Pelindung	Lokasi Penggunaan
1	Masker	Semua unit proses
2	Sarung tangan	Semua unit proses
3	Sepatu karet	Semua unit proses
4	PMK	Semua unit proses
5	Helm Pengaman	Semua Unit Proses

BAB VIII

UTILITAS PABRIK

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena ini, yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air pemanas, air pendingin, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan generator

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 3 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan air
2.. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

8.1 Unit Penyediaan Air

Di dalam pra rencana pabrik Etilbenzena ini , unit penyedia air dipergunakan untuk :

- Air Umpan Boiler
- Air Sanitasi
- Air Pendingin

8.1.1. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam sebesar 6.612,3844 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20 % sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10 %, sedangkan faktor keamanan sebesar 20 % sehingga kebutuhan air umpan boiler sebanyak 9.521,9335 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak ketel (boiler). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, dan anion-anion seperti SO_4^{2-}, Cl^-, dan SO_3^{2-}. Untuk itu di perlukan treatment secara lebih sempurna. Dari *Perry ed.6, hal.976* didapat bahwa air umpan boiler tersebut mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Padatan terlarut (suspended solid) = 300 ppm
- Silika = 60 - 100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan (hardness) = 0
- Kekeruhan (turbidity) = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm

- Residual fosfat = 140 ppm

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler (bahan baku pembuatan steam) yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler :

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organik matter*)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat -syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya *solid matter, suspended matter* dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa adalah :

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan dalam boiler
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam reboiler

Kerak di dalam boiler ini disebabkan oleh garam-garam Ca^{2+}, Mg^{2+}, CO_3^{2-}, SiO_2 dan Al_2O_3.

Kerak yang terbentuk di dinding boiler akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak ,bikarbonat dan bahan-bahan organik dan gas CO_2, O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

$$Fe^{2+} + 2H_2O \longrightarrow Fe(OH)_2 + 2H^+$$

Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadilah korosi menurut reaksi :

$$4H^+ + O_2 \longrightarrow 2H_2O$$

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + 2H_2O \longrightarrow 4Fe(OH)_{3]}$$

Proses pelunakan air umpan boiler dilakukan denganpertukaran ion-ion dalam demineralizer (*anion* dan *kation Exchanger*). Mula-mula air bersih dilewatkan pada kation exchanger dengan menggunakan resin zeokarb (*hidrogen exchanger*).

Reaksi yang terjadi : ..... *(Punmia,hal.362)*

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \rightleftharpoons CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Na_2(HCO_3)_2 + H_2Z \rightleftharpoons Na_2Z + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 + H_2Z \rightleftharpoons MgZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \rightleftharpoons CaZ + H_2SO_4$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \rightleftharpoons Na_2Z + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H_2Z \rightleftharpoons MgZ + H_2SO_4$$

$$CaSO_4 + H_2Z \rightleftharpoons CaZ + 2HCl$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \rightleftharpoons Na_2Z + 2HCl$$

$$MgSO_4 + H_2Z \rightleftharpoons MgZ + 2HCl$$

Air yang bersifat asam ini akan dimasukkan ke dalam *anion exchanger* untuk menghilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan De-acidite (DOH). Reaksi yan terjadi : ..... *(Punmia, hal.362)*

$$H_2SO_4 \rightleftharpoons D_2SO_4$$

$$2DOH + 2HCl \rightleftharpoons 2DCl + 2H_2O$$

$$2HNO_3 \rightleftharpoons 2DNO_3$$

Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion yang menggangu dan siap digunakan.

Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi .Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler yang dilakukan terus menerus. Jika terdapat kenaikan kesadahan air umpan boiler, maka hal ini menunjukan bahwa resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi (setelah ± 12 menit).

Regenerasi *hidrogen exchanger* dilakukan dengan menggunakan asamklorida dengan reaksi sebagai berikut :

$$CaZ + H_2SO_4 \rightleftharpoons H_2Z + CaSO_4$$

$$Na_2Z + H_2SO_4 \rightleftharpoons H_2Z + Na_2SO_4$$

$$MgZ + H_2SO_4 \rightleftharpoons H_2Z + MgSO_4$$

$$CaZ + HCl \rightleftharpoons H_2Z + CaCl$$

$$Na_2Z + HCl \rightleftharpoons H_2Z + Na_2Cl$$

$$MgZ + HCl \rightleftharpoons H_2Z + MgCl$$

Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan *sodiumcarbonate* atau *causticsoda* dengan reaksi sebagai berikut :

$$D_2SO_4 + Na_2CO_3 + H_2O \rightleftharpoons 2DOH + Na_2SO_4 + CO_2$$

$$2DCl + Na_2CO_3 + H_2O \rightleftharpoons 2DOH + 2NaCl + CO_2$$

$$2DNO_3 + Na_2CO_3 + H_2O \rightleftharpoons 2DOH + 2NaNO_3 + CO_2$$

Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler ditampug dalam tangki penampung air umpan boiler. Kemudian dipompakan ke dalam daerator untuk menghilangkan gas-gas impuritis dari air umpan boiler dengan sistem pemanas steam. Keluar dari daerator , air umpan boiler telah memenuhi syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

Kuantitas steam yang diperlukan dalam proses perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat.

8.1.2 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik
   - Berada di bawah suhu udara
   - Warnanya jernih
   - Tidak berasa
   - Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena ini adalah :

1. *Untuk kebutuhan karyawan*

   Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 kg/hari.

2. *Untuk laboratorium dan taman*

   Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan.

3. *Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air*

   Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

   Jumlah kebutuhan air sanitasi pada Etilbenzena ini sebesar 763 kg/jam

8.1.3 Air pendingin

Air berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Air pendingin pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena ini sebesar 15.911,1764 kg/jam dengan exess 20 % dari kebutuhan dan factor keamanan 20 % maka kebutuhan air pendingin adalah 22.912,0939 kg/jam

Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air kawasan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air umpan boiler, air sanitasi dan air pendingin.

Proses pengolahan air kawasan tersebut adalah :

a. Pengolahan air umpan boiler

Steam yang digunakan dalam pembuata Etilbenzena mempunyai kondisi :

- Tekanan = 1 atm = 14,7 psia
- Temperature = 170 ^{0}C = 338 ^{0}F

Air bersih yang berasal dari sumber air kawasan ditampung dalam bak penampung air bersih (F-210). Dan dipompa ke Demineralizer (D-230 A/B) untuk menurunkan kesadahannya. Didalam Demineralizer yang terdiri dari anion dan kation exchanger , yaitu untuk menghilangkan anion dan kation yang tidak diinginkan yang diperkirakan dapat menggangu kelancaran kerja pada proses peralatan. Setelah keluar dari Demineralizer diharapkan kadar kation dan anion didalam air sudah memenuhi syarat sebagai air umpan boiler (Q-240).

Dari demineralizer air dipompakan ke daerator (D-216) untuk menghilangkan gas-gas impuritis yang masih terikut dalam air umpan boiler yaitu menggunakan steam sebagai pemanas. Untuk steam yang telah digunakan yang berupa kondesat akan di kembalikan ke bak air lunak (F-232) untuk diproses kembali.

b. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih (F-210) dialirkan dengan pompa (L-251) menuju bak klorinasi (F-250) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-253) dengan menggunakan pompa (L-252) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

c. Pengolahan air pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air bersih (F-210), air dipompa (L-221) ke bak air pendingin (F-222) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-223). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-220) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

8.2. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena ini adalah yang meliputi :

- Proses : 538,3954 kW
- Penerangan : 53,8395 kW
- Instrumentasi : 506 kW
- Lain – Lain : 5 kW

Total : 1.103,4849 kW

Kebutuhan listrik pabrik etilbenzena iin dipenuhi oleh PLN dan generator set. Tenaga Listrik yang disediakan dipergunakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain – lain. Safety factor 10 % :

Total Kebutuhan Listrik = 1,1 x 1.103,4849 = 1.213,8334 kW

8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viscositasnya relatif lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

a. Kebutuhan bahan bakar Boiler = 23.620,3214L L/hari

b. Kebutuhan bahan bakar Generator = 3.669,3401 L/hari

Kebutuhan bahan bakar total :

= Bahan bakar Boiler + bahan bakar generator

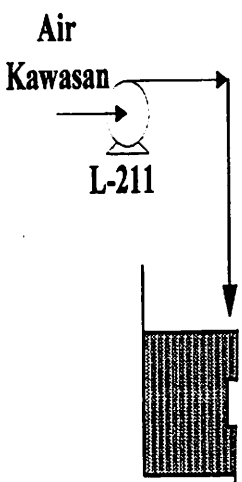
= 23.620,3214L L/hari + 3,669.3401 L/hari

= 27.289,6615 L/hari

8.4. Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena berupa limbah gas dan limbah cair yang ditampung dalam tangki penampung limbah untuk selanjutnya diolah menjadi suatu zat yang tidak membahayakan lingkungan.

No	Kode	Keterangan
17	F - 253	Bak Air Sanitasi
16	L – 252	Pompa ke Bak Sanitasi
15	F – 250	Bak Klorinasi
14	L – 251	Pompa ke Bak Klorinasi
13	Q – 240	Boiler
12	L – 243	Pompa ke Boiler
11	D – 242	Daerator
10	L – 241	Pompa ke Daerator
9	F – 232	Bak Air Lunak
8	D - 230 A/B	Demineralizer
7	L – 231	Pompa ke Bak Air Lunak
6	P - 220	Cooling Tower
5	L – 223	Pompa ke Peralatan
4	F – 222	Bak Air Pendingin
3	L – 221	Pompa ke Bak Pendingin
2	F - 210	Bak Air Bersih
1	L – 211	Pompa ke Bak Air Bersih



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLOW SHEET
UTILITAS

DIRANCANG OLEH :	DOSEN PEMBIMBING :
Shinta Murniati 01.14.055 Sulfi Findhu Ariesta 01.14.122	Ir. Harimbi Setyawati, MT

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PERUSAHAAN

9.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik adalah suatu langkah yang penting dan sangat berpengaruh terhadap kelangsungan hidup suatu pabrik di masa mendatang. Penyelidikan keadaan suatu daerah harus dilakukan sebelum pabrik didirikan sehingga pendirian pabrik dapat dipertanggungjawabkan secara teknis dan ekonomis.

Dalam menentukan lokasi pabrik ada faktor-faktor yang harus diperhatikan, faktor-faktor tersebut dapat dibagi menjadi dua golongan besar, yaitu :

1. Faktor utama
   - Bahan baku
   - Pemasaran
   - Tenaga listrik dan bahan bakar
   - Air
2. Faktor Khusus
   - Transportasi
   - Tenaga kerja
   - Karakteristik lokasi
   - Perluasan pabrik

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas dipilih lokasi pabrik di daerah kawasan industri Cilegon, Jawa Barat. Hal ini karena beberapa faktor antara lain:

1. Bahan baku

   Bahan baku utama pabrik etilbenzena adalah benzena dan etilena. Benzena diperoleh dari Pertamina UP IV Cilacap (kapasitas produksi 510.000 ton/tahun) dan Etilena diperoleh dari PT. Candra Asri Petrochemical Cilegon (kapasitas produksi 120.000 ton/tahun). Kebutuhan benzena lebih banyak dibandingkan dengan etilena.

2. Pemasaran

   Kawasan industri Cilegon banyak terdapat perusahaan industri yang menkonsumsi etilbenzena sehingga letak pabrik di Cilegon akan dapat memenuhi kebutuhan pabrik disekitarnya.

3. Persediaan tenaga listrik dan bahan bakar

   Tenaga listrik diperoleh dari PLTU Suralaya

4. Persediaan air

   Persediaan air diperoleh dari air kawasan

5. Fasilitas transportasi

   Sebagai daerah industri, Cilegon memiliki sarana transportasi baik darat maupun laut sehingga mempermudah distribusi bahan baku maupun produk yang dihasilkan.

6. Tenaga kerja

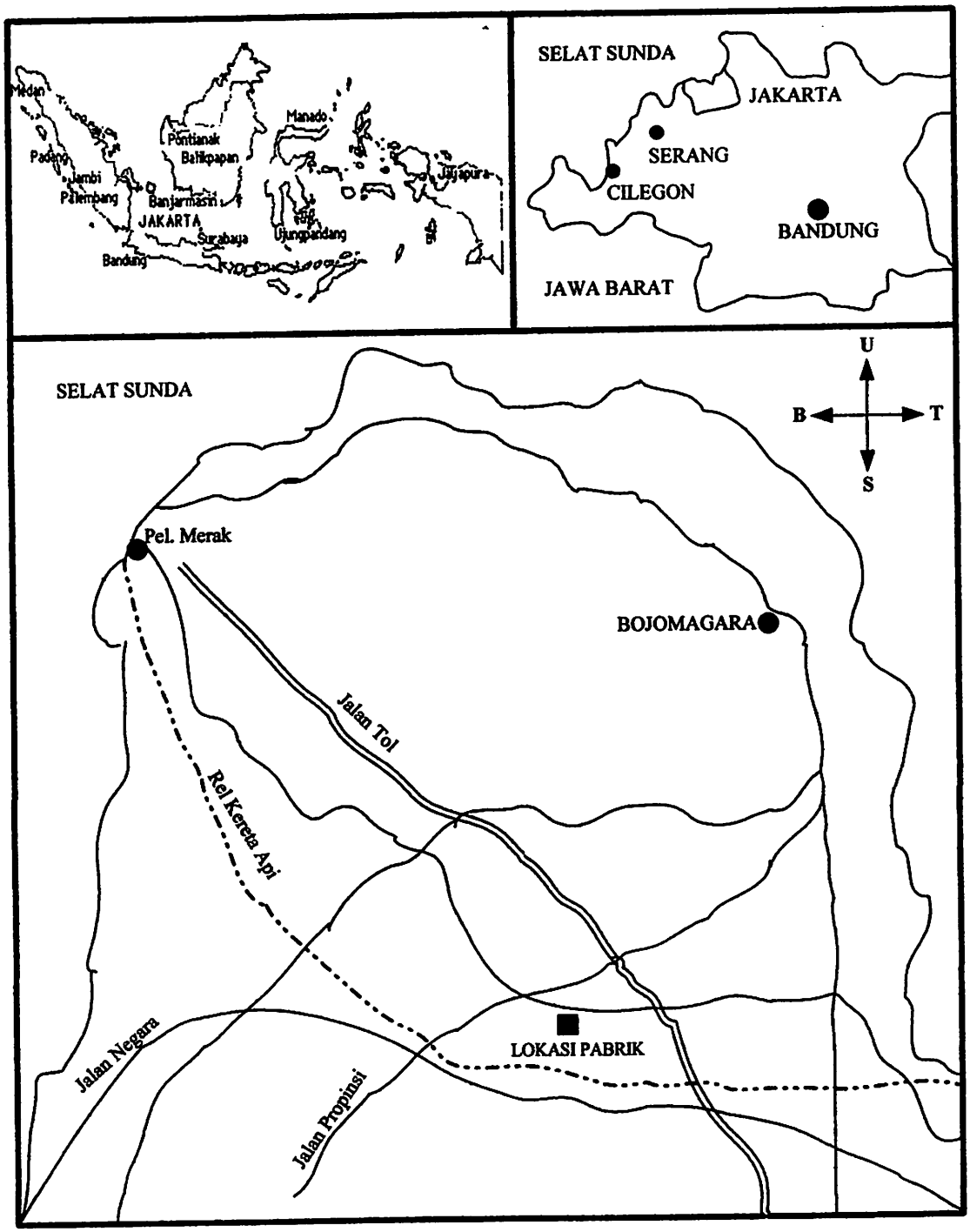
   Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga buruh maupun tenaga ahli mudah diperoleh di daerah industri dan sekitarnya karena selain merupakan kawasan industri daerah Cilegon juga relatif dekat dengan bahan baku.

7. Karakteristik lokasi

   Karakteristik lokasi ini menyangkut iklim serta kondisi sosial masyarakat di Cilegon memiliki kelayakan. Disamping itu secara hukum Cilegon adalah daerah industri sehingga pemerintah memberikan izin untuk pendirian suatu pabrik.

8. Perluasan pabrik

   Cilegon memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena masih mepunyai areal yang cukup luas. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan semakin meningkatnya permintaan produk akan menuntut adanya peningkatan kapasitas produk.



Gambar 9.1. Lokasi pra rencana pabrik etilbenzena

9.2. Tata Letak Pabrik

Setelah proses *flow* diagram tersusun, sebelum design pemipaan, struktural dan listrik dimulai, maka lay out proses pabrik dan peralatan harus direncanakan dahulu. Perencanaan lay out pabrik meliputi, perencanaan storage area, proses area dan handling area.

Pertimbangan yang diperhatikan dalam lay out pabrik adalah:

- Tanah yang tersedia
- Tipe dan kualitas produk
- Kemungkinan pengembangan pabrik dimasa mendatang
- Distribusi bahan baku, bahan jadi, air listrik dan lain-lain
- Keadaan cuaca dan lingkungan
- Keamanan terhadap kebakaran, gas beracun dan bentuk bangunan
- Pengaturan terhadap penggunaan ruangan dan elevasi

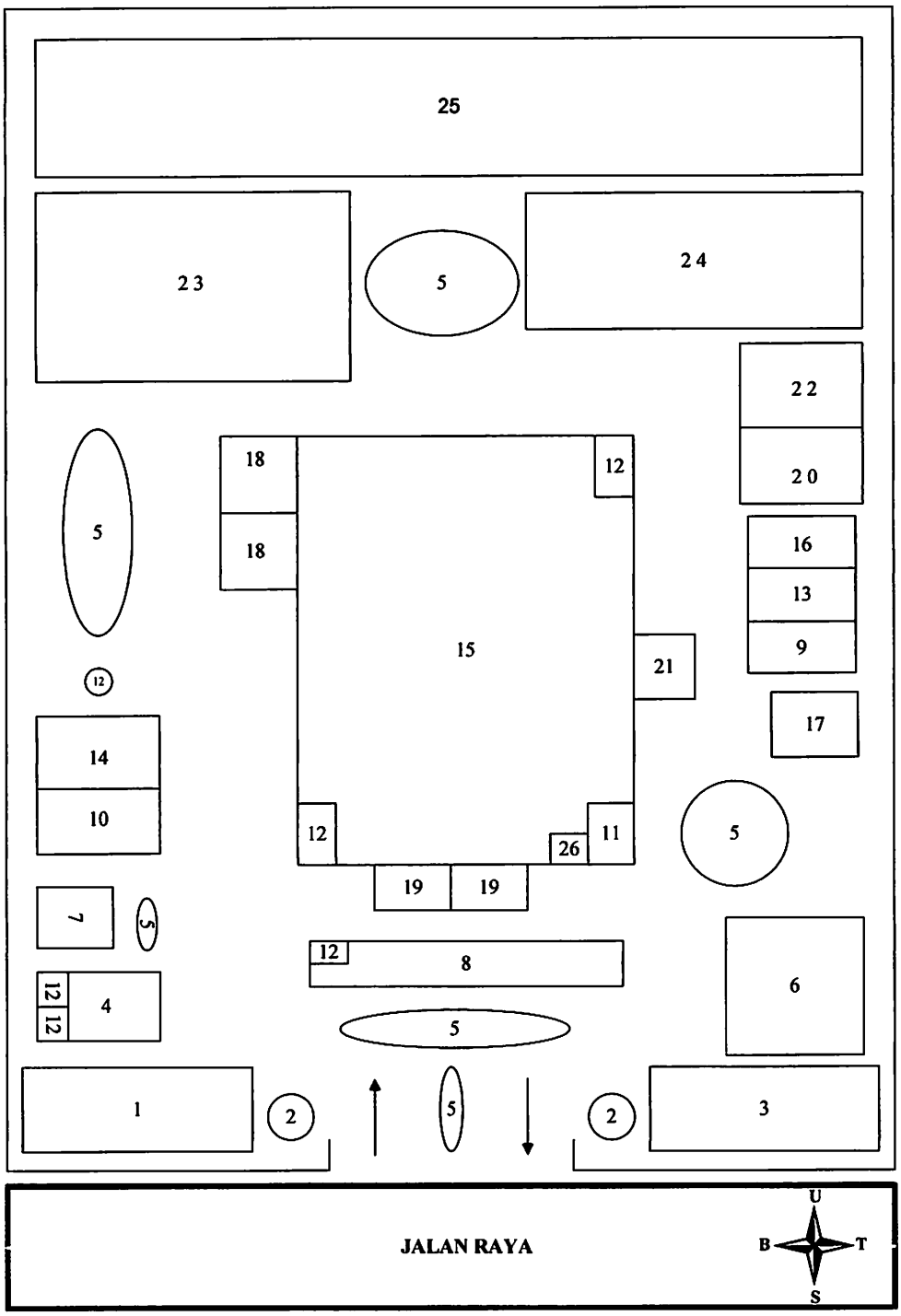
Secara garis besar lay out pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol
   - Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran produksi
   - Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
2. Daerah proses

   Merupakan daerah alat-alat proses ditempatkan dan proses berlangsung.
3. Daerah gudang, kantin, musola, poliklinik, bengkel dan parkir
4. Daerah perumahan dan perluasan

9.1. Perincian Luas Daerah Pabrik.

No.	Daerah	Ukuran (m)	Luas (m^2)
1.	Parkir tamu.	30 x 3	90
2.	Pos keamanan.	2 (4 x 5)	40
3.	Parkir pegawai.	30 x 3	90
4.	Musholla.	10 x 5	50
5.	Taman.	15 x 80	1200
6.	Aula.	30 x 30	900
7.	Poliklinik.	10 x 5	50
8.	Perkantoran dan tata usaha	20 x 25	500
9.	Garasi.	10 x 10	100
10.	Kantin.	20 x 5	40
11.	Ruang kepala pabrik.	10 x 8	80
12.	Toilet.	2(4 x 3) + 2(10 x 5) + 2(3 x 3)	142
13.	Bengkel.	15 x 10	150
14.	Perpustakaan.	15 x 5	75
15.	Ruang proses produksi.	60 x 40	2400
16.	Areal tangki bahan bakar	15 x 15	225
17.	Laboratorium.	15 x 10	150
18.	Ruang bahan baku.	15 x 15	225
19.	Ruang produk sampjng.	15 x 10	150
20.	Ruang genset	15 x 15	250
21.	Gudang produk	30 x 15	450
22.	Pemadam kebakaran	10 x 10	100
23.	Areal waste treatment.	30 x 30	900
24.	Areal water treatment	30 x 40	1200
25.	Perluasan pabrik	70 x 80	5600
26	Ruang control	10 x 5	50
27	Halaman dan jalan	4831	4831
	Jumlah		**20.500**



Skala 1 : 1000

Gambar 9.2. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Etilbenzena

Keterangan:

1. Parkir tamu.
2. Pos keamanan.
3. Parkir pegawai.
4. Musholla.
5. Taman.
6. Aula.
7. Poliklinik.
8. Perkantoran dan tata usaha.
9. Garasi.
10. Kantin.
11. Ruang kepala pabrik.
12. Toilet.
13. Bengkel.
14. Perpustakaan.
15. Ruang proses produksi.
16. Areal tangki bahan bakar.
17. Laboratorium.
18. Ruang bahan baku.
19. Gudang produk samping.
20. Ruang genset.
21. Gudang produk.
22. Pemadam kebakaran.

23. Areal waste treatment.

24. Areal water treatment.

25. Perluasan pabrik.

26. Ruang kontrol.

9.3. Tata Letak Peralatan

Dalam perancangan lay out peralatan proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

   Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa, untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih. Untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran udara

   Aliran udara di dalam dan sekitar area proses harus lancar, tujuannya menghindari terjadinya stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga membahayakan keselamatan pekerja

3. Cahaya

   Penerangan seluruh pabrik harus memadai, tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diperhatikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

   Dalam perancangan lay out peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah sehingga apabila terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki.

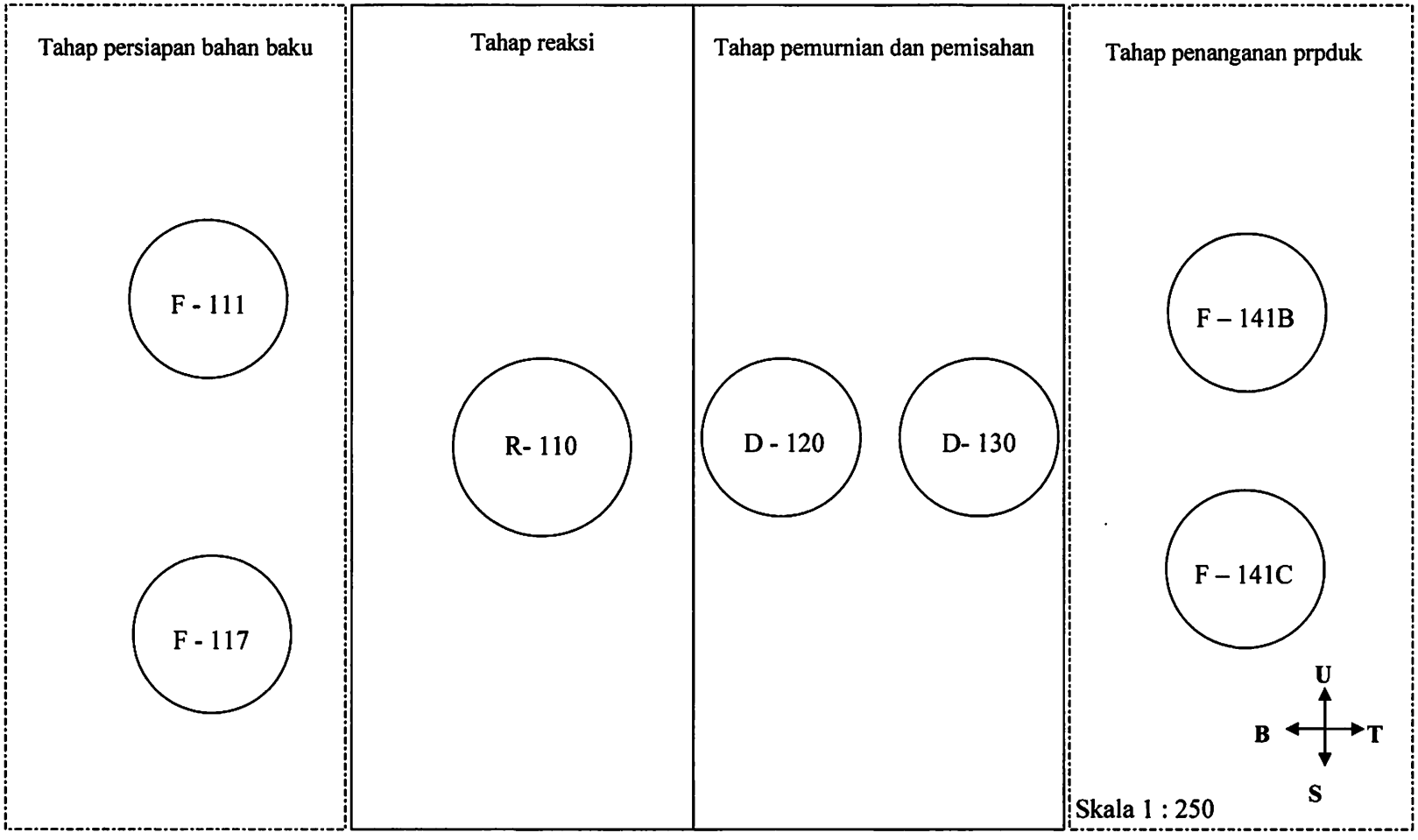
5. Dalam menempatakan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi

6. Jarak antara alat proses

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

Tata letak alat harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- Dapat memperlancar proses produksi.
- Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah.
- Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- Karyawan mendapat kepuasan kerja. Jika karyawan mendapatkan kepuasan dalam bekerja akan meningkatnya produktivitas kerja.



Gambar 9.2. Tata letak peralatan pabrik etilbenzena

Keterangan gambar tata letak peralatan pabrik:

F-111 : Storage etilena

F-117 : Storage benzena

R-120 : Reaktor

D-120 : Kolom Distilasi I

D-130 : Kolom Destilasi II

F-142 : Storage Etilbenzena

F -144 : Storage produk samping

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala sesuatu perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tersebut.

10.1. Umum

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi Pabrik : Cilegon, Jawa Barat.

Kapasitas Produksi : 50.000 Ton/ tahun.

Modal : Penanaman modal dalam negeri.

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik Etilbenzena merupakan perusahaan swasta nasional yang akan didirikan dengan bentuk perusahaan perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih dengan alasan :

1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan direksi.
3. Mudah mendapatkan modalyaitu dai hasil penjualan sahamsetelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
4. Kehidupan sebuah PT lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun stafnya dan juga karyawan perusahaan.
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih diretur utama yang cakap dan berpengalaman.

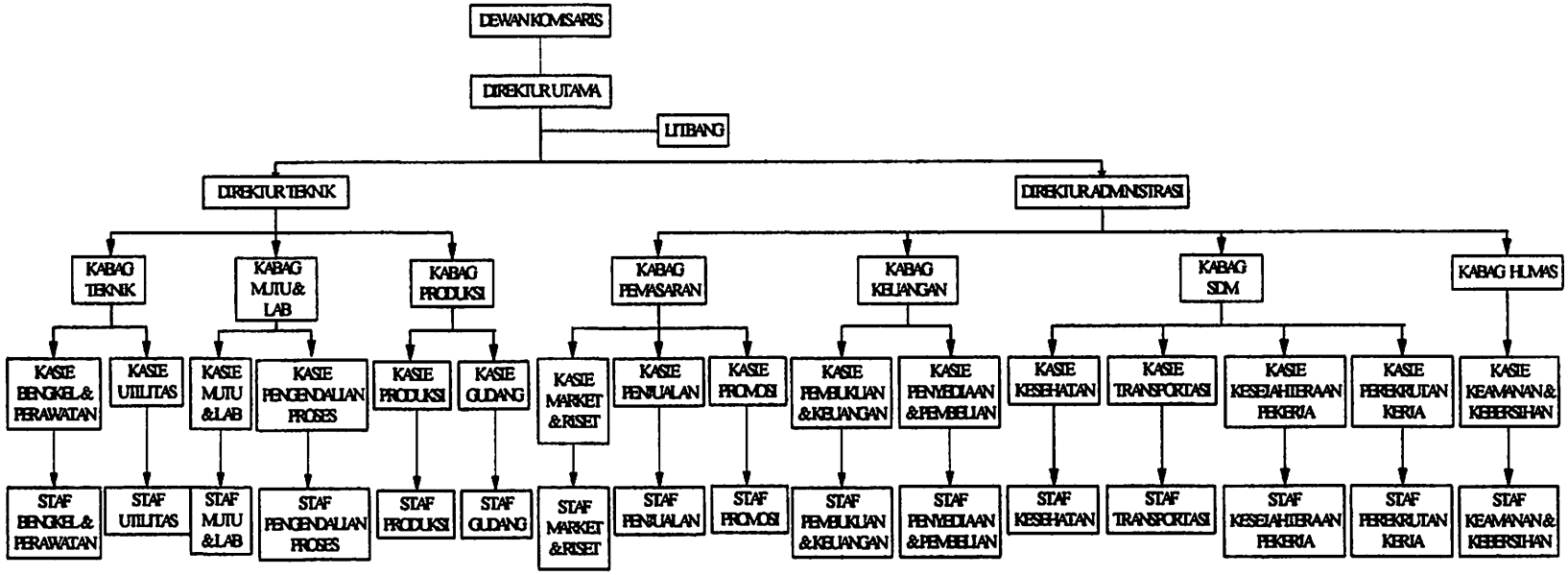
10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staf. Beberapa hal yang menjadikan alasan pemilihan adalah:

1. Sistem organisasi garis dan staf sering digunakan dalam perusahaan yang berproduksi secara masal.
2. Biasa diterapkan pada organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu.
3. Masing – masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk pencapaian tujuan.

4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil – wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

   Bagan struktur organisasi diberikan pada gambar 10.1.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Etilbenzena.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab Dalam Organisasi.

a. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris ini bertindak sebagai wakil pemegang saham, dan semua keputusan dipegang dan ditentukan persero, biasanya ketua dewan komisaris adalah ketua pemegang saham

Tugas dari dewan komisaris :

- Menentukan atau memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur utama dan menetapkan kebijakanperusahaan
- Menyetujui dan menolak rencana program kerja yang diajukan direktur
- Mengawasi kerja dewan direksi serta meminta pertanggungjawaban direktur utama
- Mengadakan evaluasi tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberi nasehat kepada direktur utama, apabila direktur utama akan mengadakan perubahan dalam perusahaan

b. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemimpin perusahaan yang bertanggung jawab pada perusahaan induk, dimana direktur utama membawahi:

- Direktur teknik dan produksi.
- Direktur keuangan dan administrasi.

Tugas dan Wewenang Direktur Utama:

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris.

- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib baik keluar maupun kedalam perusahaan.
- Mengkoordinasi kerja sama antara direktur teknik dan produksi dengan Direktur Keuangan dan Administrasi.
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahan.

c. Direktur Teknik dan Produksi.

Direktur teknik dan porduksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal:

- Biaya-biaya produksi.
- Laba rugi perusahaan.
- Neraca keuangan.

d. Direktur Administrasi dan Keuangan.

Tugas Direktur Administrasi dan Keuangan berkaitan dengan kegiatan produksi tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik, karena dalam perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dalam lingkungan eksternal perusahaan. Dengan membawahi:

- Keuangan.
- Sumber Daya Manusia (SDM)
- Hubungan masyarakat (Humas).

Tugas utamanya adalah memanajemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan perusahaan.

f. Kepala Bagian.

Tugas dan wewenang kepala bagian:

1. Membantu Direktur teknik dan Produksi atau Direktur Keuangan dan Administrasi dalam melaksanakan aktifitas pada bagian masing-masing.
2. Memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya.
3. Menyusun laporan dari hasil oleh bagian masing-masing.
4. Bertanggung jawab atas kerja bawahannya.

Kepala Bagian tterdiri dari:

d. Kepala Bagian Teknik.

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya. Divisi yang dibawahinya:

- Divisi Teknik.

  Bertugas untuk merawat, memelihara & mempersiapkan peralatan & fasilitas yang digunakan untuk proses produksi.

- Divsi Listrik dan Diesel.

  Betugas dalam mempersiapkan listrik, baik berasal dari PLN maupun dari diesel guna menunjang kelangsungan proses produksi.

- Divisi Penyediaan Air.

  Bertugas mensuplay aliran air yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

- Divisi Benkel dan Suku Cadang.

Bertugas memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar pealatan tersebut dapat digunakan lagi dalam proses produksi.

e. Kepala Bagian Produksi.

Kepala bagian produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produksi.

- Divisi Perencanaan Produksi

  Perencanaan produksi merancang kebutuhan bahan baku, meramal hari produksi yang akan dibuat. Dengan perencanaan yang baik akan dihasilkan produk yang baik pula.

- Divisi Proses.

  Bertugas dalam segala hal yang berkaitan dengan kegiatan produksi secara langsng. Dalam hal ini masih terbagi atas divisi-divisi kecil yang menangani secara khusus mengenai spesialisasi prosesnya, misalnya: divisi reaktor, divisi kolom distilasi, dan sebagainya yang sesusai dengan proses produksinya.

- Divisi Quality Control.

  Betugas pada pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk keluar pabrik.

- Pengendalian Mutu dan Laboratorium.

Bertugas mengawasi dan mengontrol kualitas produksi, agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan keinginan konsumen dan memiliki standar yang telah ditetapkan sama seperti divisi-divisi yang lainnya. Divisi yang tergabung dalam bagian produksi mempunyai tugas masing-masing bertanggung jawab langsung terhadap kepala bagain produksi.

f. Penelitian dan Pengembangan.

Penelitian dan pengembangan bertugas dalam meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebh ekonomis. Dimana orang-orang yang duduk didalamnya merupakan orang yang ahli dibidangnya masing-masing. Penelitian dan Pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul.

g. Kepala Bagian Pemasaran.

Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah emasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah promosi. Kepala bagian pemasaran membawahi divisi-divisi sebagai berikut:

- Divisi Market dan Proses Riset.

  Bertugas meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat dissalurkan dengan tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau.

- Divisi Penjualan

Bertugas menjual hasil produksi engan harga jual yang telah ditetapkan, dan juga memiliki tugas mengatur pembelian bahan baku dan peralatan lainnya.

- Divisi Promosi.

  Bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan produksi sebagai bahan baku lain. Selain itu juga menarik minat konsumen untuk membeli.

h. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia.

Kepala bagian Sumber Daya Manusia mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan menyalahgunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur administrasi. Selain itu Kepala Bagian Sumber Daya Manusia juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karir, dan masalah penempatan karyawan. Divisi-divisi yang dibawahnya meliputi:

- Divisi kesehatan.

  Bertugas untuk memperhatikn dan menjaga kesehatan karyawan. Berbentuk klinikdengan seorang dokter untuk mengantisipasi apabila terjadi kecelakaan pada waktu kegiatan pabrik berlangsung. Divisi ini juga bertugas untuk memberikan tes kesehatan bagi karyawan baru.

- Divisi transportasi.

  Bertugas mengatur transportasi karyawan, khususnya bagi karyawwan wanita yang bekerja pada shift malam.

- Divisi kesejahteraan pekerja.

  Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari mengatur tunjangan, penberian cuti, JAMSOSTEK sampai mengatur pensiun karyawan.

- Divisi serikat pekerja.

  Divisi ini berdasarkan atas amanat pemerintah yang megurus setiap perusahaan mempunyai serikat pekerja sebagai hasil wakil pekerja dalam perusahaan dalam membuat perjanjian hubungan kerja.

- Divisi persekutuan tenaga kerja.

  Divisi ini bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya menilai dari penyebaran iklan lowongan, pengadaan tes, pemilihan dan pelatihan tenaga baru.

i. Kepala Bagian Keuangan.

Kepala bagian Keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik bahan baku maupun peralatan. Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur administrasi mengenai pengeluaran dan pemasukan keuangan.

j. Kepala Bagian Hubungan Masyarakat.

Kepala bagian ini mempunyai tugas yang berhubungan dengan lingkungan diluar perusahaan, mulai dari keamanan, kebersihan, keindahan taman dan

pengelolaan area parkir. Agar pabrik yang didirikan tidak mengganggu lingkungan sekitar. Kegiatan diluar perusahaan tetapi berkaitan dengan perusahaan merupakan tanggung jawabnya. Sebagai bagian kecil hubungan masyarakat. Tugas lainnya adalah menerima serta menyeleksi mahasiswa yang akan melakukan Praktek kerja Nyata (PKN). Divisi-divisi yng berada dibawahnya meliputi: satpam, petugas kebersihan, taman, parkir. Dan divisi ini tidak perlu diterangkan karena sudah mempunyai spesifikasi jabatan tersendiri.

10.5. Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta shut down.

Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

a. Untuk pegawai Non-Shift:

Senin – kamis	: 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
Jum'at	: 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)
Sabtu	: 08.00 – 14.00
Minggu & hari besar	: libur

b. Untuk pegawai Shift.

Untuk karyawan yang bekerja di pabrik terbagi menjadi 4 regu karyawan. Adapun jalan kerja untuk masing – masing shift adalah :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Untuk memenuhi kebutuhan pegawai diperlukan 4 regu dimana tiga regu bekerja dan satu regu libur. Kerjanya seperti ditabelkan dibawah ini.

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift.

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Pertama	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur
Kedua	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi
Ketiga	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang
Keempat	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam

10.6. Pengolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan dan tingkat pendidikan dalam struktur organisasi pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena dari etilene dan benzene :.

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia
2. Direktur
   a. Direktur teknik dan produksi : Sarjana Teknik Kimia.
   b. Direktur administrasi dan keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA).
3. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA)

4. Kepala Departemen

a. Departemen QC	: Sarjana Kimia (MIPA)
b. Departemen produksi	: Sarjana Teknik Kimia
c. Departemen teknik	: Sarjana Teknik Mesin
d. Departemen pemasaran	: Sarjana Ekonomi
e. Departemen keuangan dan Akuntansi	: Sarjana Ekonomi
f. Departemen Sumber Daya Manusia	: Sarjana Psikologi Industri
g. Departemen Umum	: Sarjana Teknik Industri

5. Kepala divisi

a. Divisi produksi	: Sarjana Teknik Kimia
b. Divisi bahan baku	: Sarjana Teknik Kimia
c. Divisi utilitas	: Sarjana Teknik Mesin
d. Divisi bengkel& perawatan	: Sarjana Teknik Mesin
e. Divisi Jaminan Mutu	: Sarjana Kimia (MIPA)
f. Divisi Pengendalian Proses	: Sarjana Teknik Kimia
g. Divisi Kesehatan	: Sarjana Kedokteran
h. Divisi Ketenagakerjaan	: Sarjana Teknik Industri
i. Divisi Pembelian	: Sarjana Ekonomi
j. Divisi Penjualan	: Sarjana Ekonomi
k. Divisi Promosi Periklanan	: Diploma Public Relation & Promotion
l. Divisi research marketing	: Sarjana Ekonomi
m. Divisi Keuangan	: Sarjana Ekonomi

n. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi

o. Divisi Humas : Diploma Public Relation & Promotion

p. Divisi Personalia : Sarjana Hukum dan Psikologi

q. Divisi Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)

r. Divisi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK

s. Divisi Kebersihan : Diploma / SMU / SMK

t. Divisi Transportasi : Sarjana / Diploma Teknik Mesin

6. Karyawan : Diploma / SMU / SMK.

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada Pra Rencana Pabrik Etilbenzena, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

a. Proses Utama

1. Penyiapan Bahan Baku, terdiri dari:
   - Transportasi
2. Tahap Proses, terdiri dari:
   - Tahap Perubahan fase
   - Tahap Pemanasan
   - Tahap Reaksi
   - Tahap Pendinginan
3. Tahap Pemisahan Dan Pemurnian
4. Tahap Penanganan Produk

b. Tahap Tambahan/ Pembantu

1. Laboratorium
2. Utilitas, terdiri dari:
   - Pengolahan Air
   - Boiler
   - Listrik
   - Pengolahan limbah
   - Pemeliharaan

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 13 tahap. Dari *Vilbrant & Dryen*, Fig. 6.35, hal. 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 50.000 ton/ th dan beroperasi 330 hari/ tahun yaitu:

Jumlah Karyawan = 53 orang Jam / hari / tahapan

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 13 tahap, maka :

Karyawan proses = 53 orang Jam/hari/tahapan × 13 tahap = 689 orang jam/hari

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka :

$$\text{Karyawan Proses} = \frac{689 \text{ orang jam/hari}}{3 \text{ shift/hari}} = 229{,}67 \text{ orang jam/shift}$$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{229{,}67 \text{orang jam/shift}}{8 \text{ jam/hari}} = 28{,}71 \approx 29 \text{ orang hari/shift}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 29 orang hari/shift x 4 regu = 116 orang setiap hari (untuk 4 regu).

Jumlah karyawan staf = 111 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Phtalic Etilbenzena ini adalah 227 orang.

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.2. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja.

No.	Jabatan (Tugas)	JUMLAH
1.	Dewan Komisaris	5
2	Direktur utama	1
3.	Direktur produksi dan teknik	1
4.	Direktur administrasi	1
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala LITBANG (R&D)	1
7.	Karyawan LITBANG (R&D)	2
8.	Kepala Dept. QC	1
9.	Karyawan QC	3
10.	Kepala Dept. Produksi	1
11.	Kepala Dept. Teknik	1
12.	Kepala Dept. Pemasaran	1
13.	Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi	1
14.	Kepala Dept. SDM	1
15.	Kepala Dept. Umum	1
16.	Kepala Divisi Produksi	1
17.	Karyawan Divisi Produksi	116(3 Shift)
18.	Kepala Divisi Gudang	1
19.	Karyawan Gudang	5
20.	Kepala Divisi Utilitas	1
21.	Karyawan Utilitas	5
22.	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1
23.	Staff Bengkel & Perawatan	6
24.	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1

25.	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5
26.	Kepala Divisi Penjualan	1
27.	Staff Penjualan	5
28.	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1
29.	Staff Promosi dan Periklanan	3
30.	Kepala Divisi Research Marketing	1
31.	Staff Research Marketing	2
32.	Kepala Divisi Transportasi	1
33.	Staff Transportasi	5
34.	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1
35.	Staff Pembukuan Keuangan	2
36.	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1
37.	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3
38.	Kepala Divisi Kesehatan	1
39.	Staff Kesehatan	3
40.	Kepala Divisi Personalia	1
41.	Staff Divisi Personalia	2
42.	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1
43.	Staff Ketenagakerjaan	2
44.	Kepala Divisi Keamanan	1
45.	Staff Keamanan	10
46.	Kepala Divisi Kebersihan	1
47.	Staff Kebersihan	10
JUMLAH		**227**

10.8. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah :

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdiannya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut :

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma–cuma
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut

golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik Etilbenzena ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya

2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp/orng)	TOTL
1	Dewan Komisaris	5	5.000.000	25.000.000
2	Direktur utama	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur produksi dan teknik	1	9.000.000	9.000.000
4	Direktur administrasi	1	9.000.000	9.000.000
5	Sekretaris	2	1.250.000	2.500.000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	5.000.000	5.000.000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	2	1.500.000	3.000.000
8	Kepala Dept. QC	1	2.500.000	2.500.000
9	Karyawan QC	3	1.500.000	4.500.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	5.000.000	5.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	5.000.000	5.000.000

13	Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi	1	5.000.000	5.000.000
14	Kepala Dept. SDM	1	5.000.000	5.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	5.000.000	5.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	2.500.000	2.500.000
	Staff Produksi	4	1.250.000	5.000.000
17	Karyawan Divisi Produksi	116	1.000.000	116.000.000
18	Kepala Divisi Gudang	1	2.000.000	2.000.000
	Staff Divisi Gudang	2	1.250.000	2.500.000
19	Karyawan Gudang	3	1.000.000	3.000.000
20	Kepala Divisi Utilitas	1	2.500.000	2.500.000
	Staff Divisi Utilitas	2	1.250.000	2.500.000
21	Karyawan Utilitas	3	1.000.000	3.000.000
22	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	2.500.000	2.500.000
23	Staff Bengkel & Perawatan	6	1.100.000	6.600.000
24	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	2.500.000	2.500.000
25	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	1.000.000	5.000.000
26	Kepala Divisi Penjualan	1	2.500.000	2.500.000
27	Staff Penjualan	5	1.250.000	6.250.000
28	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	2.500.000	2.500.000
29	Staff Promosi dan Periklanan	3	1.000.000	3.000.000
30	Kepala Divisi Research Marketing	1	2.500.000	2.500.000
31	Staff Research Marketing	2	1.000.000	2.000.000
32	Kepala Divisi Transportasi	1	2.000.000	2.000.000
	Staff Transportasi	2	1.000.000	2.000.000
33	Sopir	3	800.000	2.400.000
34	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	2.500.000	2.500.000
35	Staff Pembukuan Keuangan	2	1.000.000	2.000.000
36	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	2.500.000	2.500.000
37	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	1.000.000	3.000.000

38	Kepala Divisi Kesehatan	1	2.500.000	2.500.000
41	Staff Kesehatan	3	1.250.000	3.750.000
42	Kepala Divisi Personalia	1	2.500.000	2.500.000
43	Staff Divisi Personalia	2	1.100.000	2.200.000
44	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	2.500.000	2.500.000
45	Staff Ketenagakerjaan	2	1.000.000	2.000.000
46	Kepala Divisi Keamanan	1	1.750.000	1.750.000
47	Staff Keamanan	10	800.000	8.000.000
48	Kepala Divisi Kebersihan	1	1.750.000	1.750.000
49	Staff Kebersihan	10	800.000	8.000.000
Total		**227**		**331.200.000**

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuaan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Etilbenzena adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal *(Internal Rate of Return)*
- Lama pengembalian modal *(Pay Out Time)*
- Titik impas (Break Event Point)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total *(Total Capital Invesment)* terdiri atas :
   a. Modal tetap *(Fixed Capital Invesment)*
   b. Modal kerja *(Work Capital Invesment)*
2. Penentuan biaya produksi total *(Total Production Cost)*, terdiri atas :
   a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost)*
   b. Biaya pengeluaran umum *(General Expenses)*
3. Total pendapatan

11.1. Faktor-faktor Penentu

11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

   a. Biaya langsung *(Direct cost)*, meliputi :

      - Pembelian alat
      - Instrumentasi dan alat kontrol
      - Perpipaan terpasang
      - Listrik terpasang
      - Tanah dan bangunan
      - Fasilitas pelayanan
      - Pengambangan lahan

   b. Biaya tak langsung *(Indirect cost)*

      - Teknik dan supervisi
      - Konstruksi
      - Kontraktor
      - Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

   a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
   b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
   c. Utilitas dalam waktu tertentu
   d. Gaji dalam waktu tertentu
   e. Uang tunai

Sehingga :

Total Capital Invesment (TCI) = Modal tetap (FCI) + Modal kerja (WCI)

11.1.2. Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost)*, terdiri dari :
   - Biaya produksi langsung
   - Biaya produksi tetap
   - Biaya *overhead* pabrik

b. Biaya umum *(General Expenses)*, terdiri dari :
   - Biaya administrasi
   - Biaya distribusi dan pemasaran
   - Litbang
   - Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

   Biaya variable yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :
   - Biaya bahan baku
   - Biaya utilitas
   - Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetep adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Etilbenzena ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peter & Timmerhause serta Gael. D. Ulrich. Untuk menaksir harga alat pada tahun 2008 digunakan persamaan berikut :

$$C_X = \frac{I_X}{I_K} \times C_K$$ (Peter & Timmerhause, 164)

$$V_A = V_B \times \left(\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}}\right)^n$$

Dimana :

C_X = Taksiran harga alat pada tahun 2002

C_K = Taksiran harga alat pada tahun basis

I_X = Indeks harga pada tahun 2002

I_K = Indeks harga pada tahun basis

V_A = Harga alat dengan kapasitas A

V_B = Harga alat dengan kapasitas B

n = Harga eksponen alat tertentu

11.3. Penentuan *Total Capital Invesment (TCI)*

dari perhitungan Appendiks E diperoleh :

a. Biaya Langsung (DC) = $ 12.700.893,480

b. Biaya Tak Langsung (IC) = $ 5.715.402,066

c. Fix Capital Investment (FCI) = $ 18.416.295,550

d. Modal Kerja (WCI) = $ 3.249.934,509

Maka TCI = $ 21.666.230,060

11.4. Penentuan *Total Production Cost* (TPC)

Dari perhitungan Appendiks E didapat :

a. Biaya produksi langsung (DPC) = $ 233.843.083,8

b. Biaya Produksi Tetap (FC) = $ 3.296.935,08

c. Biaya Overhead = $ 180.654,550

d. Biaya Pengeluaran Umum (GE) = $ 26.409.109,17

Maka, TPC = $ 263.729.782,587

11.5.Laba Perusahaan

Laba perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = $ 269.991.182,20

Pajak penghasilan = $ 1.878.419,914

Laba Kotor = $ 6.261.399,71

Laba bersih = $ 4.382.979,799

11.6.Analisis Probabilitas

11.6.1. Laju Pengembalian Modal (*Rate On Invesment = ROI*)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

❖ ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\ \%$$

Dari perhitungan Appendiks E didapat

= 34,00 %

❖ ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\ \%$$

Dari perhitungan Appendiks E didapat :

= 23,75 %

11.6.2. Lama Pengembalian Modal (*Pay Out Time* = *POT*)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$POT = \frac{\text{Modal tetap}}{\textit{Cash flow}\ \text{setelah pajak}} \times 1\ \text{tahun}$$

Dari perhitungan Appendiks E didapat :

= 2,94 tahun

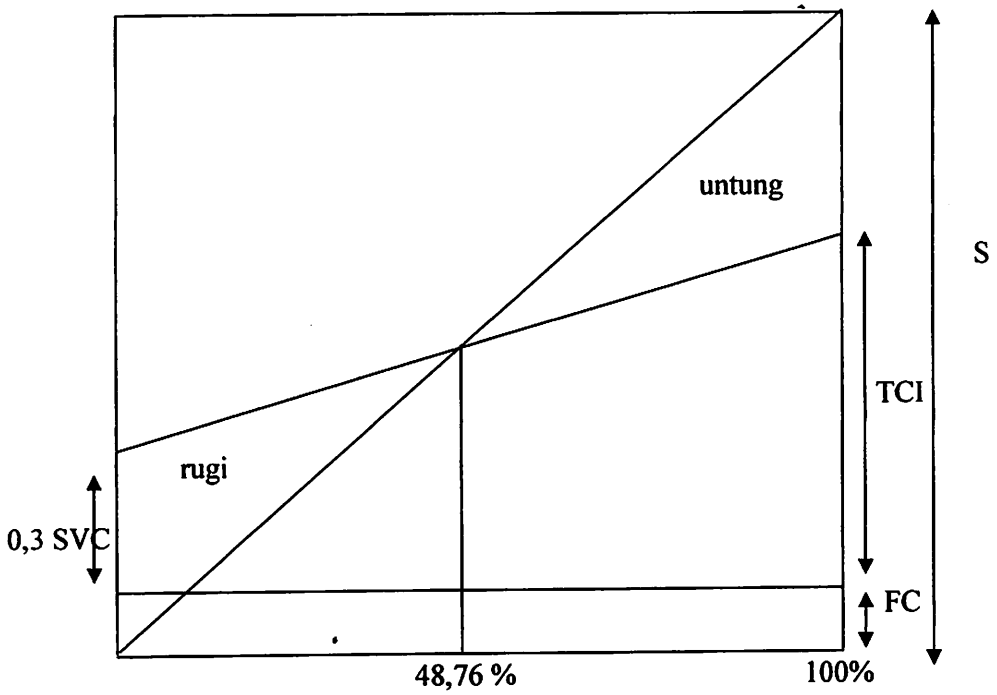
11.6.3. *Break Event Point* (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (0{,}3\ SVC)}{S - 0{,}7\ SVC - VC} \times 100\%$$

Dari perhitungan Appendiks E didapat :

FC = $ 3.296.935,08
VC = $ 229.759.318,79
SVC = $ 28.036.230,89
S = $ 269.991.182,20
Maka, nilai BEP = 48,76 %



Gambar 11.6.1. *Break Event Point* Pra Rencana Pabrik Etilbenzena

11.6.4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\text{SDP} = \frac{0{,}3SVC}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

Dari perhitungan Appendiks E didapat :

= 40,81%

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas = 20.405 ton/tahun

11.6.5. *Net Present Value* (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{Ao} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

C_{A-2} = \$10.607.786,24

C_{A-1} = \$ 13.259.732,80

C_{Ao} = -\$ 23.867.519,04

b. Menghitung NPV tiap tahun

NPV = C_A x Fd

dimana :

C_A = *Cash flow* setelah pajak

Fd = faktor diskon = $\frac{1}{(1+i)^n}$

n = tahun ke-n

i = tingkat bunga bank

Dari perhitungan Appendiks E didapat :

NPV = \$ 2.883.810,54

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Etilbenzena **layak untuk didirikan.**

11.6.6. *Internal Rate Of Return* (IRR)

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_1 - i_2)$$

Dari perhitungan Appendiks E didapat :

= 25,12 %

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (20 %), maka pabrik Etilbenzena **layak untuk didirikan.**

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik Etilbenzena dengan bahan baku Etilena dan Benzena dengan katalis Zeolit direncanakan akan didirikan di Cilegon, Kabupaten Serang Jawa Barat dengan kapasitas 50.000 ton / tahun.

Dari segi rancang bangun peralatan, secara keseluruhan peralatanyang diperlukan baik Janis maupun ukuranya sangat memungkinkan untuk diperolehdan diadakan secara mudah pemeliharaanya.

Berdsarkan perhitungan analisa ekonomi maka Pra Rencana Pabrik Etilbenzena ini layak didirikan dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Internal Rate of Return (IRR) = 25,12 %.
- Pay Out Time (POT) = 2,94 tahun
- Break Event Point (BEP) = 48,76 %.
- ROI_{BT} = 34,00%.
- ROI_{AT} = 23,75 %.

Dari segi manajemen dengan jumlah karyawan yang ada serta bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dan struktur organisasi garis dan staff, maka pembagian tugas dan tanggung jawab dari karyawan akan lebih jelas.

Dengan memperhatikan tinjauan dan pembahasan maka dapat disimpulkan bahwa "Pra Rencana Pabrik Etilbenzena" dapat dilanjutkan dalam tahap perancangan.

DAFTAR PUSTAKA

Biro Pusat Statistik

Brownell E. Lloyd and Young, E.H, (1955) ***"Process Equipment Design"***, 1st Jhon Willey and Sons Inc, New York

Coulson and Richardson's, ***"Chemical Engineering"***, volume 6, 2nd edition, Departement Of Chemical Engineering, University College of Swansea.

Faith, W.L, keyes, D.B & Clark, R.L, (1960), ***"Industrial Ccemical"***, 4th edition, John Willey and sond Ibc, New York.

Geankoplis, Christie , ***"Transport Process dan Unit Operation"***, 3nd Edition, Prentice Hall Inc, New Delhi, India 1997

Handojo, Lienda, ***"Teknologi Kimia"***, Volume 2, PT. Pradnya Paramita, Jakarta, Indonesia, 1995.

Hesse, H.C. and Rushton, J.H., ***"Process Equipment Design"***, D. Van Nostrand Co. New Jersey, 1981.

Hougen, A. Olaf and Watson, K.M., ***"Chemical Process Principle"***, 2nd Edition John Willey and Sons Inc. New York 1954.

Kern D.Q, ***"Process Heat Transfer"***, 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.

Kirk R.F and Othmer D.F, ***"Encyclopedya Of Chemical Technology"***, Volume 2, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.

Kirk R.F and Othmer D.F, ***"Encyclopedya Of Chemical Technology"***, Volume 9, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.

Ludwig E.E, ***"Design for Chemical and Petrochemical Plant"***, Gulf Publishing Company, Houston, 1964.

Lukman Syamsudin, ***"Manajemen Keuangan Perusahaan"***, PT. Raja Grafindo Persada, Jakarta, 1994.

Manulang, ***"Dasar-Dasar Manajemen"***, Ghalia Indonesia, Jakarta, 1983.

McCabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, ***"Operasi Teknik Kimia"***, Jilid I, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.

McCabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, ***"Operasi Teknik Kimia"***, Jilid II, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.

Perry, Robert H, ***"Perry's Chemical Engineering Handbook"***, 6th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.

Perry, Robert H, ***"Perry's Chemical Engineering Handbook"***, 7th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 2000.

Peter S. and Timmerhause, ***"Plant Design and Economic to Chemical Engineering"***, 4th Edition, McGraw Hill, Singapore, 1991.

Smith, J.M, and Van Ness H.C, ***"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"***, 2nd Edition, McGraw Hill Book Company, New York, 1959.

Ullmann's, ***"Encyclopedia of Chemical Processing and Design "***, Volume A.16 New York, 1964.

Ulrich D. Gael, ***"A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic"***, John Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.

(www.efma_org.com)
(www.geogle.com)
(www.matche.com/EquipCost/html,2006)