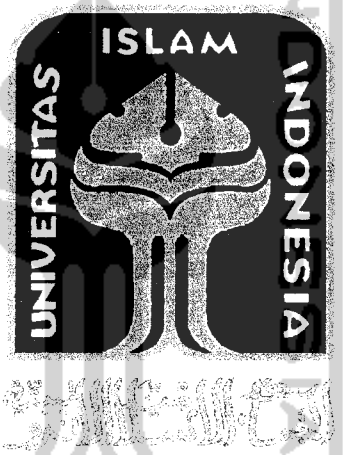
TA/TK/2007/249

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METHYL ETHYL KETONE DARI SECONDARY BUTANOL KAPASITAS 20.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia



Disusun oleh :

TANTRAMA HARDRA **02 521 217**

ISFA JANUAR **02 521 184**

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK *METHYL ETHYL KETONE*
DARI *SECONDARY BUTANOL*
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun oleh:

Tantrama Hardra	02 521 217
Isfa Januar	02 521 184

Yogyakarta, 5 Februari 2007

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK *METHYL ETHYL KETONE*
DARI *SECONDARY BUTANOL*
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Tantrama Hardra
NIM. 02521 217

Isfa Januar
NIM. 02 521 184

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

Yogyakarta, 5 Februari 2007

Tim Penguji,

1. Dr. Ir. Farham HM Saleh. MSIE. ( )
2. Arif Hidayat, ST., MT. (Hidayat)
3. Ir. H. Dulmalik, MM ( )

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dra. Kamarlah Anwar, MS.

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama	: Tantrama Hardra	Nama	: Isfa Januar
No. Mahasiswa	: 02 521 217	No. Mahasiswa	: 02 521 184

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

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, 5 Februari 2007

Tantrama Hardra

Isfa Januar

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat-Nya kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **"Pra Rancangan Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* dari *Secondary Buthyl Alcohol* dengan Kapasitas 20.000 Ton/Tahun"** disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat dibangku kuliah, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesainya laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:.

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan kasih sayang -Nya dan yang selalu menjadi motivasi bagi penulis untuk kuat menghadapi hambatan dan rintangan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Nabi Muhammad SAW yang selalu menjadi suri tauladan untuk terus berusaha memperbaiki diri.
3. Kepada kedua orang tua kami yang tercinta atas doanya yang selalu mencurahkan kasih sayang dan bimbingan serta dukungannya.
4. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan FTI.

5. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
6. Bapak Dr. Ir. Farham HM Saleh MSIE., selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
7. Bapak Arif Hidayat, ST., MT dan Bapak Ir. H. Dulmalik, MM selaku dosen penguji yang dengan kesabaran dan kebijaksanaan telah menambah wawasan kami.
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
9. Semua pihak yang telah membantu penulis hingga terselesaikannya laporan ini.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari kesempurnaan. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini.

Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan bagi yang memerlukannya.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, Februari 2007

Penyusun

Goresan ini kupersembahkan kepada :

- *Sumber dari suara-suara hati yang bersifat mulia, sumber ilmu pengetahuan, sumber segala kebenaran, Sang Maha Cahaya, Pilar nalar kebenaran & kebaikan yang terindah, sang kekasih tercinta yang tak terbatas pencahayaan cinta-Nya bagi umat-Nya Allah subhanahu wa ta'ala. Segala puji dan syukur kepada-Nya*
- *Shalawat dan salam teruntuk Muhammad Rasullulah, Cintamu pada umat yang tiada tara, sulit terbalaskan perjuanganmu nan agung, wahai nabi yang mulia.*
- *Ibunda tercinta yang tak pernah lelah menjaga dan memanjatkan doa buat Ananda. Semoga karya kecil ini dapat mematahkan semua argumentasi mereka dan menjadi bukti bagi mereka. Semoga kebahagian kecil ini bisa menjadi awal untuk kebahagian yang lainnya yang lebih besar buat kita semua terutama untukmu ibunda.*
- *Ayahnda tercinta di sisi-Nya, sebagai salah satu my spiritual motivator, semoga Allah memberikan tempat yang terindah bagimu di sisi-Nya. Terima kasih atas semuanya, walaupun kau tiada semua ini tidak akan terjadi tanpamu. Berikan putra kecilmu ini kekuatan untuk melanjutkan semuanya, agar dapat selalu menjaga dan memberikan kebahagian buat mama.*
- *Abie yang selalu kuhormati dan kucintai, terima kasih telah menjadi profil seorang ayah yang dapat memberikan contoh buat Ananda. Semoga Ananda bisa menjadi seorang anak yang dapat Abie banggakan.*
- *Someone whose always beside me at every step I took, De' Rina terima kasih untuk semua cinta, kasih sayang dan kasabaran yang tulus yang kau berikan. Jangan pernah merasa kalau diri ini tidak ada harganya, seperti apapun diri kita pasti ada artinya bagi orang lain walaupun biasanya kita sendiri tidak menyadarinya. Tidak perlu merasa kita tidak pantas untuk ini ataupun itu karena ade ngerasa tidak memiliki sesuatu untuk dibanggakan, setiap orang diciptakan mempunyai kelebihan dan kekurangan, tidak ada orang diciptakan penuh dengan kekurangan tanpa kelebihan ataupun sebaliknya. Jangan pernah merasa lelah untuk semuanya, seolah tidak sanggup untuk menghadapinya karena setiap kita diberikan cobaan yang sesuai dengan kapasitas kita. Masih banyak hal yang harus kita perjuangkan selain untuk kedua orang tua kita. Karena mas punya keyakinan setiap kita ada sebuah mutiara dihalaman depan yang menunggu untuk masing-masing kita menemukannya.*

Tantra thank's to :

" Sungguh shalatku, ibadahku, hidupku, dan matiku hanya untuk Allah Tuhan Semesta Alam" (Q.S. Al An'aam:162)

Terima kasih atas doa serta restunya, kasih sayang dan cintanya, pengorbanan dan perhatiannya, kepercayaan dan segala dukungannnya, kesabaran dalam membimbing Ananda. Maaf jika pada usia sekarang ini belum bisa memberikan apa-apa, hanya goresan kecil ini yang dapat ku persembahkan.

di sisi-Nya terima kasih untuk semua yang ditinggalkan termasuk segelintir kenangan indah yang takkan terlupakan, semuanya sangat berarti buat Ananda.

yang selalu kuhormati dan kusayangi terima kasih atas semua bimbingan, nasihat, pelajaran, pengalaman, pengertian yang diberikan buat Ananda. Terima kasih juga karena telah memahami sifat anakmu ini.

Buat terima kasih atas semua bimbingannya kepada kami. Terima kasih karena telah menunjukkan kesabaran yang tidak akan dapat kami lupakan, semoga semuanya kelak dapat berguna diperjalanan kami yang selanjutnya. Hanya Allah yang dapat membalas semua kebaikan bapak.

Buat terima kasih atas ilmu yang telah diberikan kepada kami dan telah membimbing kami dengan penuh kesabaran.

Buat , makasih ya de buat semuanya. Tanpa ade mungkin ga akan selesai secepat ini. Terima kasih telah memberikan warna yang berbeda dalam hidup mas. Makasih untuk tetap sabar menemani dan menghadapi mas di setiap saat dan jangan pernah bosan. Maafin mas karena sudah banyak buat salah sama ade. Semoga Allah mendengar doa kita.

Buat terima kasih atas doa yang selalu menyertai disetiap langkahku. Semoga Tantra benar-benar bisa menjadi cucu yang terbaik buat kakek ma nenek.

Buat , Paman Taufik, Kak Yudi, Kak Agus, Kak Erwin makasih atas semua nasihat yang diberikan. Terima kasih karena telah menjaga kakek ma nenek dengan baik.

Buat thank's banget ya buat semua doa-doanya dan semua pengorbanan yang sudah dilakuin semoga Allah membalas semuanya. Makasih udah jadi teman yang setia. Buat mbak Mimi ma Romey makasih ya atas doa-doanya.

Buat , kak Tantra yakin Amat akan menjadi anak yang nantinya bisa dibanggakan oleh Umie dan kita semua. Rajin belajar ya.... Biar bisa dapat beasiswa, ga ada yang bisa kita capai kalau kita mengusahakannya dengan baik dan benar.

Buat makasih banget yaa... udah ngejagain mama dan untuk selalu memberikan yang terbaik buatku klo dirumah dan bahkan mulai aku masih berjalan dengan empat kaki.

Buat semua , Pakde dan Bude Jamto, Om Djoko dan Tante Rita, Om Sabri dan Tante Lunai, Om Cecen dan Kak Ce, Paman Taufik dan Tante Ella, Kak Ikin, dan semuanya yang ga bisa disebutin satu persatu terima kasih untuk semua dukungan, doa, dan harapan semoga Tantra bisa menjadi orang yang seperti kalian semua harapkan.

Buat makasih ya... udah bersedia memberikan tempat berteduh saat pertama ke Jogja lengkap dengan paket bimbingan, dukungan, bahkan tour de jogja. He....3x

, thanks ya men atas semuanya. Walaupun kita jarang ketemu sibuk dengan kewajiban masing-masing but friendship forever. Sukses ya bro...

. Pa kabar loe semua man....? Kalian dicari Pak Dar. He.....3x

, udah selesai semuanya men. Sorry ya klo udah banyak salah. Ayo kita hadapi tantangan didepan yang lebih hebat lagi dengan keberanian yang lebih juga. Oke men, thank's for everything.

Buat , inget kerja dulu men. He..... , thank's buat semua masukkannya, semangat ya men, kutunggu lho. , thank's ya bro buat kerja sama kita yang banyak ga benernya. Ha.....3x, kerjain TA-nya jangan mikir duit mulu.... , thank's for all ayo kita mancing lagi. Buat kalian semua thank's ya udah jadi teman terbaikku selama diperantauan.

Buat , Wisnu, Iman, Indra, Epin, Rauf, Singgih, Yono, Nike, Danik, Cece, Yani, Ika, Puspa, Ita, Ruly, Lulik dan lain-lain (jangan marah lho, udah disebutin diatas, ato dibawah kali.he ...3x). Thank's for the "colour".

Buat , Susilo, Riki, Alin, Rifki, Yeni, Fauzi, Deni, Maspur, Faisal, Ira, Emi, Sari, Yoga, Vita, Lia, No'pe, Puji, Mita, Dini, Febri, Dodoy, Heri Pati, Heri Bpp, Azhar, Asjar, Jumadil, Dimas, dan lain-lain yang ga bisa disebutin satu persatu, sory....Thanks buat semuanya my Friends, I'm gonna miss u all.

Buat makasih ya man buat QBASIC-nya. Klo ga ada kalian berdua bisa ga jalan programnya. He 3x

Buat , makasih ya udah ngejagain "Adeku" selama aku belum menemukannya. Ce ile .... But I'm seriously mean it, THANKS. But again, I hope not just until that moment you carried about her, because she still need u all. Please don't leave her alone.

Buat salah satu temen terbaikku (salah dua kali ye..) entah aku berpesan seperti ini sebagai teman yang perduli pada kalian ato sebagai seseorang yang perduli pada perasaan seseorang. First of all, I'm realy sorry for this, but I think this is a good things for all of us, maybe for the both of u, and maybe for my self. Terkadang kita berbicara hal yang kita anggap sepele hanya untuk mengisi kekosongan (jangan katakan klo itu memang niat kalian yang sebenarnya), tapi mungkin hal itu sangat menghancurkan perasaan seseorang dan yang terburuk, perkataan kalian itu menjadi fakta buat orang lain lagi dan berfikir serta mengambil kesimpulan bahkan mengambil tindakan sesuai dengan sorry, omong kosong kalian tersebut. Oke friends, sorry I didn't say this to make a gap between us. Peace ..... And with love. Aku bukan hombreng lho.... (bukannya sok inggris nih, tapi aku lebih enak ngungkapinnya dengan bahasa nenekku. Ha.....3x)

Buat , Andy, Adit, Ratih, Defi.

, Wawan, Adri, Adis, Vivi, Nawang. he...jadi pengen ketawa klo ngingetnya, thanks ya. Jangan pernah lupakan diriku. He.....

Buat dan para sesepuhnya, Dengkul, Brutus, Paijo, Bangun, Andy, Rendy, Pian, Aris, Ibnu, Dadang, Sony, Sae, Tiar, Dadan, Rio, Budi, Mici thank's ya buat semua kebersamaan kita, kompak selalu.

MOTTO

Saat kau meletakkan tanggung jawabmu pada orang lain,
Saat kau menggantungkan harapanmu pada orang lain,
Saat itu pula kau mulai menghancurkan dirimu sendiri
You are alone for your self
(reeds marshall)

Kesuksesan itu ketika kita berbuat sesuatu
bukan ketika mendapatkan sesuatu
& kehormatan datang bukan dari mendapatkan melainkan
memberikan.

Pahamilah bahwa hidup adalah seni,
Seni keberhasilan adalah perjuangan,
Seni kegagalan adalah pengalaman.
(PRAGNYONO)

Kurangilah kesenanganmu pada dunia
agar berkurang kesusahanmu pada dunia.

For everything step you take, for every doubt you face,
for every choise you made, dream aren't made to be crase,
cause you are the master of your destiny,
you are the architect of your future.
(Prince of Persia)

Buat [redacted], Isa, Arif, Opik, Ivan, Candra kita kompak banget kalo ada gempa. Hta.....3x. Thank's ya friends, for everything. Ayo bururan lulus, SPIRIT.....!!! (he...bukan iklan lho)

Pesan buat semua teman-temanku jangan berhenti sampai disini, segeralah bersa'i, bekerjalah dengan teguh seperti Siti Hajar, ikhlas seperti Nabi Ismail. As dengan berbekal cinta yang begitu tulus kepada Allah.

Bismillahi tawakaltu 'alallahi. Laa haula wa laa quwwata illa billahil 'aaliyyil a'dhiim.

Dengan ini perjalananku dimulai.....

Kupersembahkan Tugas Akhir Ini Untuk :

- **Kedua orang tuaku tercinta Ayahanda**

  yang telah membesarkanku dari kecil

  sampai sekarang dan telah memberikan

  kasih sayang serta cinta yang tak ternilai

- **Adik-adikku tercinta :**

  - **Alm. Bavid Maulana, kuharap kamu bisa untuk**

    semua kenangan masa kecil dulu

  - **Rizqi Inaya, tugas akhir ini abang**

    persembahkan jg buat dek Iki. Rajin

    rajin belajar ya dek..oke ☺

1. Alhamdulillah atas semua rahmat dan karunia-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar.

2. Pak Farham, terima kasih pak atas bimbingannya sehingga kami lulus dengan nilai yang memuaskan. Pokoknya pak Farham dosen paling The Best bagi kami. ^_^

3. Anak-anak kost Putra Mandiri dan Ex's Mandiri(Ucok, Bendon, Zaenal, Ipa, Hendra, Dwi, Jeni, Rahmat, Mbah, Gepe, Gusti, Eko, Rio, Arip, Deni, Mamet, Andre, Rendi, Rafi, Agus, Tatat, Mas Agus, dan lainnya), terima kasih kalian sudah seperti keluargaku sendiri.

4. aRBand Family (Ipank, Tatat, Rizal, dan Mas Agus), terima kasih atas dukungannya. Mudah-mudahan apa yang kita impikan selama ini dapat terwujud. Okeh...amin. Selesai wisuda qta bantai jogya dengan lagu-lagu aRBand. Hahaha...

5. Tantra... patnerku, terima kasih atas semuanya, klo gak ada kamu mungkin aku juga gak bakal lulus. Walaupun banyak kendala dan rintangan di awal-awal ngerjain TA, akhirnya qta bisa melewatinya dan wisuda deh bro...Gak akan aku lupa masa-masa perjuangan qta. Merdeka Bro!! hehe...

6. Rizal, terima kasih udah bantu aku sama Tantra ngerjain TA. Moga-

moga kalian awet ya. amin.

7. [redacted] (my best friend), men akhirnya qta jadi sarjana juga. Hehe...padahal kan kamu dulu keriting dan katroek (tp aku salut sama kamu men, selama kuliah udah bisa naklukin 4 cewe' hebat2..., tapi ada yang kurang men katanya kamu mo cariin aku cewe', mana bro..., malah aku teruz yang jadi pak comblang kamu). Oke deh sukses selalu...(jangan lupa ma aku ya brur...) ^_^

8. [redacted] tentorku. Hehe...makasih banget udah ngajarin aku, simulasi aku. Wah klo gak ada Aji pasti kacau pendadaranku. Aku gak akan lupa bantuanmu bro. Apalagi malam-malam yang " HOT ". Hahaha... thanx ya...

9. [redacted], aku sama Qq ni sebenarnya sama-sama jablay. Tapi qta sering pergi-pergi bareng jadi gak keliatan jablay (sampe anak-anak piker qta pacaran) . Hehe...makasih ya, kamu udah seperti kakak ku sendiri...

10. [redacted], anak satu ni memang perhatian banget sama temennya, klo aku ada masalah dia pasti datang (salut buat uli). Cuma ada satu yang kurang... (kapan neh kamu mo nyusul qta, ayo dunk li semangat-semangat [redacted] aku pasti bantu kamu sebisaku deh). Makasih banget ya li udah jadi temenku (aku gak akan lupa sama kamu...).

11. [redacted], walaupun aku sebenarnya gak terlalu dekat sama ferry tapi

ferry temen yang selalu senang nyenengin aku, sering ngucapin met ultah buat aku padahal aku sendiri jarang ngucapin met ultah buat ferry. hehe...aku bangga punya temen kayak kamu fer. Awet2 ya sama siti... ;)

12. [redacted], ton makasih banget ya printernya klo gak ada printermu gak jadi juga TA ku. Anton memang mantan anak kost yang paling baek. Hehe..thankx bro...

13. [redacted] patner penelitianku, berkat kamu juga penelitianku dapat nilai A. makasih banget udah jadi patner penelitianku ;)

14. Temen-temen Chemical Engineering UII '02. ([redacted]), terima kasih atas kekompakannya selama ini. Sukses dan jaga teruz nama almamater qta...okeh.

15. Temen-temen KKN SL-14 Angkatan-31 UII ([redacted]), terima kasih atas semua kenangan masa kkn dulu. I mizz u all guys...

16. Temen-temen Arun '02 Aceh yang di Jogya ([redacted]),

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING ii

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI iii

HALAMAN PERNYATAAN iv

KATA PENGANTAR v

HALAMAN PERSEMBAHAN viii

DAFTAR ISI ix

DAFTAR TABEL xi

DAFTAR GAMBAR xiii

ABSTRAKSI xiv

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik 1

1.2 Tinjauan Pustaka 3

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk 7

2.2 Spesifikasi Bahan Baku 8

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu 8

2.4 Pengendalian Produksi 9

2.4.1 Pengendalian Kualitas 11

2.4.2 Pengendalian Kuantitas 12

2.4.3 Pengendalian Waktu 13

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kebutuhan metil etil keton. 2

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik 54

Tabel 4.2. Neraca massa overall..... 63

Tabel 4.3. Neraca massa reaktor..... 64

Tabel 4.4. Neraca massa separator 64

Tabel 4.5. Neraca massa menara distilasi.....65

Tabel 4.6. Neraca panas reaktor.....66

Tabel 4.7. Neraca panas separator..... 66

Tabel 4.8. Neraca panas menara distilasi.....67

Tabel 4.9. Neraca panas furnace..... 68

Tabel 4.10. Kebutuhan air untuk pendingin 77

Tabel 4.11. Kebutuhan air steam 78

Tabel 4.12. Kebutuhan steam 82

Tabel 4.13. Kebutuhan listrik alat proses 83

Tabel 4.14. Kebutuhan listrik untuk utilitas 84

Tabel 4.15. Penggolongan Jabatan 131

Tabel 4.16. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian..... 132

Tabel 4.17. Perincian golongan dan gaji 134

Tabel 4.18. Index harga alat pada berbagai tahun 140

Tabel 4.19. Fixed Capital Investment..... 146

Tabel 4.20. Working Capital 147

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kapasitas Metil Etil Keton.....58

Gambar 4.1 Tata letak pabrik metil etil keton.....56

Gambar 4.2 Tata letak peralatan pabrik metil etil keton..... 61

Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif 69

Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif..... 70

Gambar 4.5 Diagram alir pengolahan air..... 80

Gambar 4.6 Struktur organisasi perusahaan 138

Gambar 4.7 Grafik index harga 141

Gambar 4.8 Grafik analisis SDP dan BEP 152

ABSTRAKSI

Pra rancangan Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* dari *Secondary Butanol* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun didirikan untuk memenuhi kebutuhan industri cat, perekat, dan lain-lain, hal ini dikarenakan kebutuhan pasar dalam negeri yang terus meningkat seiring dengan semakin berkembangnya industri yang menggunakan solvent tersebut. Bahan baku yang digunakan adalah *Secondary Butanol* 98% sebanyak 23.659,8 144 ton/tahun. Konversi pembentukan *Methyl Ethyl Ketone* adalah 90 %.Reaksi pembentukan *Methyl Ethyl Ketone* adalah reaksi dehidrogenasi *Secondary Butanol* dengan katalis *Yellow Brass* di dalam Reaktor Fixed Bed yang beroperasi pada tekanan 2 atm dan suhu operasi 400-500 °C. Reaksi yang terjadi bersifat endotermis, dan beroperasi secara adiabatis.

Untuk menunjang proses produksi didirikan unit pendukung proses yang terdiri dari unit penyediaan air untuk mensuplai kebutuhan air 29.22 1,566 kg/jam, unit pengadaan listrik untuk memenuhi kebutuhan listrik sebanyak 419,367 kW dan unit pengadaan bahan bakar untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar sebanyak 22.704,4863 kg/jam. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilacap, Jawa Tengah. Bahan baku berupa *Secondary Butanol* direncanakan diimport dari Australia. Pabrik ini direncanakan didirikan dengan luas area 24.875 m^2 dan berbentuk Perseroan Terbatas. Jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 139 orang.

Hasil analisa ekonomi Pra Rancangan Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* diperoleh modal tetap sebesar Rp. 180.608.490.025,88, modal kerja sebesar Rp. 135.011.825.282, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 64.086.123.173,09 dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 32.043.061.586,54, *return on investmen* (ROI) sebelum pajak 35,48 % dan sesudah pajak 17,47 %, *pay out time* (POT) sebelum pajak 2,20 tahun dan sesudah pajak 3,60 tahun, *break event point* (BEP) sebesar 45,58 %, dan *shut down point* (SDP) sebesar 25,95 %, *dishcounted cash flow rate of return* sebesar 35 %. Berdasarkan perhitungan ekonomi maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* ini layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Methyl Ethyl Ketone (MEK) adalah senyawa yang merupakan mata rantai kedua dari golongan *ketone* setelah *acetone*. Penggunaannya sangat penting dan umumnya digunakan sebagai pelarut organik dalam industri-industri seperti industri cat, perekat, tekstil serta beberapa industri kimia lainnya.

Methyl Ethyl Ketone termasuk salah satu bahan kimia yang masih di import hingga saat ini. Indonesia mengimport kebutuhan MEK dari Singapura, Jepang, Hongkong, Taiwan, Australia, Amerika Serikat , Belanda, Jerman Barat dan Italia (Biro Pusat Statistik, 1998)

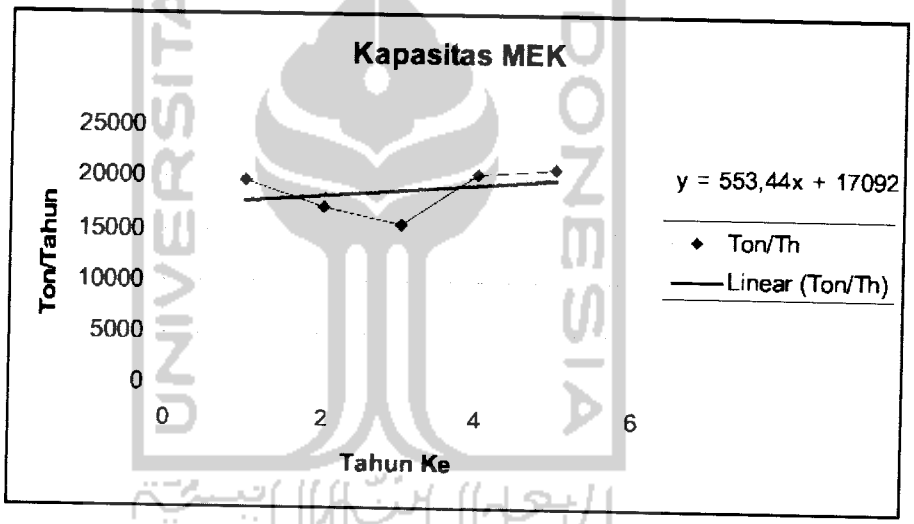
Ketergantungan MEK dari negara lain tidak menjamin kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi dengan lancar, sehingga akan mengganggu operasi pabrik yang menggunakan bahan tersebut. Untuk mengatasi hal ini dan demi mendukung kelancaran proses produksi bagi industri-industri yang menggunakan MEK sebagai bahan baku maupun bahan penunjang, maka diperlukan untuk mendirikan pabrik *Methyl Ethyl Ketone* di Indonesia.

Kebutuhan MEK yang semakin meningkat dan penggunaannya yang semakin meluas, merupakan faktor utama pendirian pabrik metil etil keton.

Dari data diketahui kebutuhan metil etil keton dalam negeri sebagai berikut:

Tabel 1.1. Kebutuhan metil etil keton

No	Tahun	Kebutuhan (kg / tahun)
1	2000	19.745.661
2	2001	17.215.683
3	2002	15.458.517
4	2003	20.440.056
5	2004	20.900.669



Gambar 1.1. Kapasitas Metil Etil Keton

Berdasarkan prediksi kebutuhan dengan pendekatan y = 553.44x + 17092, maka ditetapkan kapasitas rancangan pabrik metil etil keton yang akan didirikan pada tahun 2010 adalah sebesar 20.000 ton/tahun. Dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun tersebut dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.

1.2. Tinjauan Pustaka

Methyl Ethyl Ketone dapat diperoleh dari beberapa cara, antara lain:

1. Dehidrogenasi dari sekunder butil alkohol
2. Oksidasi langsung dari n-butane
3. Oksidasi fase liquid dari n-butane.

Kebanyakan MEK diproduksi secara komersial (88%) melalui proses dehidrogenasi Sekunder Butil Alkohol (SBA) yang analog dengan pembuatan Aseton dari Isopropil Alkohol (Faith, Keyes & Clark's, 1975). Selain itu MEK dapat diproduksi secara komersial (12 %) dengan proses oksidasi katalitik n-butane dalam fase liquid, dimana dihasilkan MEK dan *Acetic Acid.*

Dalam beberapa kasus MEK dapat diproduksi dalam fasilitas yang sama seperti Aseton dengan cara oksidasi langsung dari n-butane. Cara ini dikenal dengan nama *Hoechst Wacker Process* and *Maruzen Process*, namun secara umum proses ini tidak diterima karena adanya hasil samping yang tidak diinginkan. Dalam oksidasi n - butane, kemudian hidrasi berikut secara *autokondensasi* akan membentuk ketone-ketone lebih tinggi sebagai hasil samping.

Proses dehidrogenasi katalitik dari Secunder Buthyl Alcohol (SBA) menjadi *Methyl Ethyl Ketone* (MEK) pernah diteliti oleh Joseph J, Perona and George Thodos yang dipublikasikan dalam A.I.Ch.E Journal Vol. 3.,no.2, 1957. Pemilihan proses pembuatan MEK secara dehidrogenasi lebih disukai, diperkirakan dari 98 % dipilih proses ini dari pada proses lain, sebab memiliki konversi cukup tinggi, yakni 85-90 % (mol).

Daya tarik utama *Methyl Ethyl Ketone* adalah sebagai *solvent* untuk cat dan bahan perekat. Hal tersebut telah berkembang dalam tahun-tahun terakhir ini. Pada umumnya, MEK dianggap sebagai saingan utama untuk produk *Ethyl Acetate*, khususnya sebagai *solvent* dengan titik didih rendah, sehingga MEK banyak dipakai pula sebagai *solvent* untuk *nitrocellulose, cellulose acetate butirat, ethyl cellulose, acrylic resin, vinyl acetate* dan *vinyl chloride-vinyl acetate copolymer.*

Kelebihan MEK sebagai *solvent* karena viskositas rendah, konsentrasi padatan tinggi dan toleransi kelarutan besar.

1.2.1. Dehidrogenasi Katalitik dari Sekunder Butil Alkohol (SBA) dalam Fase Gas

Dikenal sebagai *Deutsche Texaco AG Process.* Uap SBA yang telah dipanaskan dilewatkan dalam reaktor *fixed bed catalytic* yang mengandung katalis Brass (kuningan) pada 400-500^{0}C tekanan 2-4 atm. Didalam reaktor terjadi reaksi dehidrogenasi katalitik dari Sekunder Butil Alkohol.



Konversi Secunder Buthyl Alkohol antara 85-90 % (mole). Hasil reaksi meninggalkan reaktor berupa gas dan dikondensasikan. Hasil kondensasi kemudian dipisahkan dalam *separator*, gas H_2 yang tidak terkondensasikan

dibebaskan ke udara. Selanjutnya dilakukan distilasi untuk memisahkan MEK dari SBA, cairan MEK dapat ditampung sebagai produk akhir.

1.2.2. Oksidasi langsung dari N-Butane

Dikenal sebagai *Hoechst Wacker Process* dimana oksigen ditransfer dalam fasa homogen ke n-butane dengan menggunakan pasangan garam redoks $PbCl_2$ dan CuCl.

Reaksi:

$$n\text{-}C_4H_8 + PbCl_2 + H_2O \rightarrow CH_3C(=O)\text{-}C_2H_5 + Pb + 2\,HCl$$

$$Pb + 2\,CuCl \rightarrow PbCl_2 + 2\,CuCl$$

Hasil produksi dengan konversi 90 % n-butane (C_4H_8) adalah MEK 86 %, n - butiraldehida 4 %, produk chlorinasi 6 % dan CO_2 1 % dalam mol.

1.2.3. Oksidasi Fase Liquid N-Butane

Pada proses ini cairan MEK daihasilkan sebagai produk samping, sedangkan produk utama dari proses ini adalah asam asetat,. N-butane *autokondensasi* dalam fasa *liquid. Plug flow process* secara *continu* dikembangkan oleh *Union Carbide* dengan menggunakan *intermediate* MEK, dimana MEK dan Asam asetat dihasilkan dari proses oksidasi fase liquid tanpa katalis pada suhu 180 ÛC dan tekanan 5,3 MPa. Sedangkan proses oksidasi *continu* dibawah kondisi *plug flow* pada temperatur 150 ÛC dan tekanan 6,5 KPa

dan waktu tinggal 2,7 menit membentuk perbandingan massa MEK dan asam asetat sampai 3: 1.

Dari ketiga macam proses tersebut, maka untuk memperoleh *Methyl Ethyl Ketone* dipilih proses dehidrogenasi katalitik dari Sekunder Butil Alkohol dalam fase gas, karena merupakan cara komersial dan ekonomis serta telah dikenal luas dan dapat memproduksi dalam jumlah besar, selain itu prosesnya tidak kompleks dan memiliki konversi reaksi yang cukup tinggi 85-90 % (mol).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

1. *Methyl Ethyl Ketone*

Rumus Molekul	:	C_4H_8O
Berat Molekul	:	72,10
Fase	:	Cair
Titik Didih	:	79,57 °C
Titik Beku	:	-85,9 °C
Suhu Kritis	:	260 °C
Viskostas	:	0,41 Cp, pada suhu 20 °C
Densitas	:	0,8045 gr/cm^3 pada suhu 20 °C
Kemurnian	:	99,5 %

2. Gas Hidrogen

Rumus Molekul	:	H_2
Berat Molekul	:	2,016
Fase	:	Gas
Titik Didih	:	-252,8 °C
Titik Beku	:	-259,2 °C
Kemurnian	:	54,23 %

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

1. Sekunder Butyl Alkohol

Rumus Molekul	:	C_4H_9OH
Berat Molekul	:	74,12
Fase	:	Cair
Titik Didih	:	99,5 °C
Titik Beku	:	-114 °C
Suhu Kritis	:	265 °C
Viskostas	:	3,78 Cp, pada suhu 20 °C
Densitas	:	0,808 gr/cm^3 pada suhu 20 °C
Kemurnian	:	98 %

2.3. Bahan Pembantu

1. Katalisator

Jenis	:	Yellow Brass
Komposisi	:	(Cu 65 % + Zn 35 %)
Bentuk	:	Bola
Densitas	:	4800 kg/m^3
Porositas (ε)	:	0,38
Titik Lebur	:	932,2 °C

2.4 Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room,* dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diatur baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control,* maupun *temperature control,* dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level Control*

  Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

- *Flow Rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Temperature Control*

  Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

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

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut :

2.4.1 Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian Kualitas *(Quality Control)* pada pabrik metil etil keton ini meliputi:

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

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

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan metil etil keton di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses. Bahan-bahan tersebut antara lain:

- *ZinkOxide Brass* (Zn, Cu), sebagai katalisator
- *Dowtherm A* sebagai pendingin pada *cooler*
- *Industrial diesel oil* (IDO), sebagai bahan bakar diesel *(genset)*
- *Fuel oil* sebagai bahan bakar *furnace*

c. Pengendalian Kualitas Bahan selama proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/ pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian tersebut meliputi kadar air dan kadar H_2SO_4-air.

d. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi metil etil keton (MEK).

e. Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

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

2.4.2 Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

2.4.3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

2.4.2 Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahn baku jarus mencukupi, untuk itu diperlukan pengendalian bahan baku agar tidak terjadi kekurangan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pada proses pembuatan metil etil keton dengan proses dehidrogenasi, sekunder butanol dialirkan ke dalam reaktor. Reaksi berlangsung pada suhu 500 °C dan tekanan 2 atm. Setelah reaksi terjadi kemudian H_2 dipisahkan dalam *separator*. Pemurnian produk metil etil keton sebagai produk utama dilakukan pada menara distilasi.

Secara garis besar proses pembuatan metil etil keton dibagi menjadi 3 tahap yaitu:

3.1.1. Unit Persiapan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan metil etil keton adalah sekunder butanol, katalisator yellow brass. Sekunder butanol 98% yang disimpan pada tangki T-01 pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm dipompa dengan pompa P-02 diumpankan kepamanas *heater* HE-01 dipanaskan dari suhu 30 °C dan tekanan 1 atm menjadi 128 °C dengan tekanan 1 atm. Keluar dari HE-01 kemudian cairan sekunder butanol diumpankan ke *vaporizer* untuk diuapkan sebagian di *vaporizer* VP, campuran cairan dan uap sekunder butil alkohol yang keluar dari *vaporizer* VP bersuhu 128 °C tekanan 1 atm dipisahkan dalam *acumulator* ACC-01. Cairan hasil bawah *acumulator* ACC-01

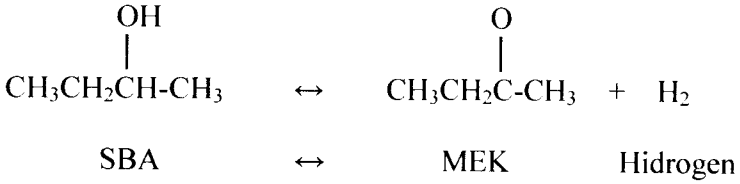
digabung dengan cairan yang keluar dari HE-01 dan dimasukkan kembali dalam *vaporizer* VP. Uap Sekunder Butil Alkohol sebagai hasil atas *acumulator* ACC-01 yang bersuhu 128 °C dan bertekanan 1 atm diumpankan ke *heater* HE-02 setelah sebelumnya dinaikkan tekanannya menjadi 2,15 atm di kompresor K-01 untuk dipanaskan dalam *heater* HE-02 sampai suhunya menjadi 270 °C tekanan 2,12 atm, dipanaskan lagi di *heater* HE-03 sehingga suhunya menjadi 290 °C tekanan 2,1 atm serta dipanaskan lebih lanjut di *heater* HE-04 sehingga suhunya menjadi 306 °C dengan tekanan 2,05 atm. Media pemanas yang dipakai di HE-02, HE-03 dan HE-04 adalah gas hasil reaksi yang keluar dari reaktor R. Gas Sekunder Butil Alkohol dari *heater* HE-04 dipanaskan lagi didalam *furnace* F sampai suhunya mencapai 500 °C dan tekanan 2 atm.

3.1.2. Unit Reaksi

Setelah bahan baku mencapai suhu yang diinginkan pada reaktor terjadi reaksi dehidrogenasi secara eksotermis antara sekunder butanol dengan katalisator *yellow brass* menghasilkan metil etil keton dan hidrogen.

Reaksi dilakukan secara isothermal pada suhu 500°C dan tekanan 2 atm yang dijalankan di dalam raktor *fixed bed*. Konversi sekunder butanol adalah 90 %.

Reaksi yang terjadi adalah:



3.1.3. Unit Pemurnian Produk

Gas hasil keluar dari reaktor R dengan suhu 433,12 °C dan tekanan 1,99 atm. Gas hasil ini digunakan untuk memanaskan HE-04, HE-03 dan HE-02 sehingga suhunya turun menjadi 270°C dan tekanan 1,6 atm. Selanjutnya didinginkan di *cooler* CL-01 sehingga suhunya turun menjadi 120 °C dan tekanan 1,5 atm. didinginkan lagi di *cooler* CL-02 sehingga suhunya turun lagi menjadi 90,7 °C dan tekanan 1,4 atm dan diembunkan *kondensable* gasnya di condenser CD-01. Campuran gas dan cairan keluar dari CD-01 dengan suhu 88,6 °C dan tekanan 1,2 atm dimasukkan ke *separator* SP menggunakan pompa P-03. Di *separator* SP dipisahkan uap dan cairannya. Gas didapat sebagai hasil atas *separator* SP dan diumpankan ke *boiler*. Sedangkan hasil bawah *separator* SP adalah cairan dengan suhu 88,6°C tekanan 1,2 atm dipompa dengan pompa P-04 untuk diumpankan ke menara distilasi MD untuk dipisahkan *Methyl Ethyl Ketone* sebagai hasil atas dan hasil bawah adalah sebagian besar air dan Sekunder Butil Alkohol.

Hasil bawah menara distilasi MD suhu 105.09°C tekanan 1,3 atm diumpankan ke *reboiler* RB untuk diuapkan sebagian. Uap dikembalikan kemenara distilasi MD sebagai agen pembawa panas, sedangkan hasil cairannya keluar dengan

suhu 110°C dan tekanan 1.25 atm dipompa dengan P-05 langsung ditujukan ke unit pengolahan limbah.

Hasil atas menara distilasi MD keluar dari puncak menara dsitilasi MD dengan suhu 80,05 °C tekanan 1 atm berupa *Methyl Ethyl Ketone*. Diembunkan semuanya didalam *kondensor* CD-02, embunnya ditampung dalam *accumulator* ACC 02. Selanjutnya cairan *Methyl Ethyl Ketone* sebagian dikembalikan ke menara distilasi MD sebagai *reflux* dan sebagian besarnya diambil sebagai produk dengan menggunakan pompa P-06. Produk ini bersuhu 80,05 °C tekanan 1,1 atm didinginkan didalam *cooler* CL-03 sampai suhunya turun menjadi 32 °C tekanan 1 atm dan ditampung dalam tangki T-02 sebagai produk *Methyl Ethyl Ketone* dan siap dipasarkan.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Tangki Penyimpan C_4H_9OH (T-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku sekunder butil alkohol 98 % selama 1 bulan sebanyak 2150892,229 kg

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kapasitas : 845693,5848 gallon

Kondisi : T = 30 °C ; P = 1 atm

Ukuran :

- Diameter = 21,9456 m

- Tinggi = 8,5344 m
- Jumlah plat = 6
- Tebal dinding = $\frac{3}{16}$ inch, $\frac{3}{16}$ inch, $\frac{1}{4}$ inch, $\frac{1}{4}$ inch, $\frac{5}{16}$ inch, $\frac{3}{8}$ inch
- Tebal head = $1\frac{1}{4}$ inch

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade-B*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 619,636.09

2. Tangki Produk C_4H_8O (T-02)

Tugas : Menampung hasil produk *Methyl Ethyl Ketone* (untuk persediaan selama 1 bulan pada suhu dan tekanan atmosferik sebanyak 1818181,8 kg

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kapasitas : 716477,0819 gallon

Kondisi : T = 32 °C ; P = 1 atm

Ukuran :

- Diameter = 21,336 m
- Tinggi = 7,9248 m
- Jumlah plat = 5

- Tebal dinding = $\frac{3}{16}$ inch, $\frac{3}{16}$ inch, $\frac{3}{16}$ inch, $\frac{1}{4}$ inch, $\frac{1}{4}$ inch, $\frac{1}{4}$ inch
- Tebal head = $\frac{7}{8}$ inch

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade-B*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 272346,77

3. Tangki Accumulator 01 (ACC-01)

Tugas : Menampung sementara cairan (embunan) yang keluar dari *vaporizer* (VP) sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi : T = 130 °C ; P = 1 atm

Ukuran :

- Waktu tiggal = 5 menit
- Diameter = 1.067 m
- Tinggi = 3.048 m
- Tebal dinding = $\frac{3}{16}$ inch
- Tebal head = $\frac{3}{16}$ inch

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade-D*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 17125,92

4. Tangki Accumulator 02 (ACC-02)

Tugas : Menampung sementara cairan (embunan) yang keluar dari *condenser* (CD-02) sebanyak 2525,2525 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal (*Eliptical dished head*).

Kondisi : T = 80.05 °C ; P = 1 atm

Ukuran :

- Waktu tinggal = 5 menit
- Diameter = 1.0668 m
- Tinggi = 3.048 m
- Tebal dinding = $3/16$ inch
- Tebal head = $3/16$ inch

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade-D*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 15082,85

5. *Vaporizer (VP)*

Tugas : Menguapkan sebagian Sekunder Butil Alkohol sebanyak 2987.3503 kg/jam sebagai umpan masuk *accumulator* (ACC-01)

Jenis : *Shell and tube vaporizer*

Aliran Fluida

- Fluida panas : *Steam*
- Fluida dingin : Sekunder Butanol

Spesifikasi *Tube* :

- OD = 1 in
- ID = 0,92 in
- BWG = 14
- Jumlah *tube* = 118 tube
- *Passes* = 2
- *Flow area* = 0,3782 ft^2
- *Pressure drop* = 0,3932 psi

Spesifikasi *Shell* :

- IDs = 21,25 in
- *Passes* = 1
- *Pressure drop* = 0,000511 psi

Bahan konstruksi : *Steel Shell and tube*

Harga : $ 5,400

6. *Separator* (SP)

Tugas : Memisahkan uap dan cairan yang keluar dari *condenser* CD-01 sebanyak 2987,3503 kg/jam.

Jenis : *Singel Stage Horizontal Separator Tank*

Kondisi : T = 88,6 °C ; P = 1,2 atm

Ukuran :

- Diameter = 0.5 m
- Panjang = 2 m
- Tebal dinding = $\frac{3}{16}$ inch
- Tebal head = $\frac{3}{16}$ inch

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade-C*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 5,000

7. Reaktor (R)

Tugas : Tempat berlangsungnya dehidrogenasi Sekunder Butil Alkohol (C_4H_9OH) menjadi *Methyl Ethyl Ketone* (C_4H_8O) dan gas

Hidrogen (H_2) dengan bantuan katalisator *Zink Oxide-Brass* (ZnO-Cu, Zn).

Jenis : *Fixed Bed*

Kondisi : T = 500 °C ; P = 2 atm

Ukuran :

- Tebal dinding = $\frac{1}{4}$ inch
- Tinggi head = 5,0096 m
- Tebal head = $\frac{1}{4}$ inch

Isolasi : Tebal = 28,2944 inch

Bahan = *Asbestos*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade-B*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 524897.354

8. Menara Distilasi (MD)

Tugas : Memisahkan campuran *Methyl Ethyl Ketone* (C_4H_8O) dari Sekunder Butil Alkohol (C_4H_9OH) dan air.

Jenis : *Menara Sieve Tray*

Kondisi Operasi

- Umpan : P = 1,2 atm ; T = 88,6 °C

- *Distilat* : P = 1 atm ; T = 80,05 °C
- *Bottom* : P = 1,3 atm ; T = 105,09 °C

Ukuran :

- Diameter tangki atas = 1,3440 m
- Diameter tangki bawah = 1,0300 m
- Tebal dinding = $3/16$ inch
- Tinggi menara = 16,4025 m
- Tebal head = $3/16$ inch
- *Tray spacing* = 0,45 m

Lokasi umpan masuk = antara 28-29

Jumlah plate :

- Plate seksi *rectifiying* : 32 plate
- Plate seksi *striping* : 16 plate

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade-B*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 447656,82

9. *Fired Heater* (F)

Tugas : Memanaskan umpan Sekunder Butil Alkohol (C_4H_9OH) sebelum masuk reaktor sebanyak 2987,3503 kg/jam.

Jenis : *Box Furnace Type*

Kondisi :

- Tekanan = 2 atm
- Suhu masuk = 306 °C
- Suhu keluar = 500 °C

Beban panas : 2.363.855,598

Dimensi :

- Lebar = 1,5 m
- Panjang = 2,5 m
- Tinggi = 2 m

Stack :

- Tinggi = 23,7421 ft = 7,2369 m
- Diameter = 8 ft = 2,4384 m

Jumlah pipa :

- Seksi konveksi = 31 buah
- Seksi radiasi = 30 buah

OD :

- Seksi konveksi = 10,75 in
- Seksi radiasi = 8 in

Jarak antar pipa :

- Seksi konveksi = 0,5773 ft

- Seksi radiasi = 0,6957 ft

Bahan bakar : *Fuel oil, Fuel gas* hasil atas *separator* dan udara berlebih

Bahan : Beton berlapis

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 130.200

10. *Reboiler (RB)*

Fungsi : Menguapkan hasil bawah MD sebanyak 377,6165 kg/jam menjadi uap 37,7616 kg/jam dan residu 339,8548 kg/jam dengan pemanas *steam* jenuh..

Jenis : *Kettle Reboiler*

Aliran fluida

- Fluida dingin : hasil bawah MD-02
- Fluida panas : *Steam*

Spesifikasi *Tube*

- OD = 0,75 in
- ID = 0,8342 in
- BWG = 14
- Jumlah *tube* = 32 tube
- *Passes* = 2
- *Flow area* = 0,0607 ft^2

- *Pressure drop* = 7,2642 psi

Spesifikasi *Shell*

- IDs = 10 in
- *Passes* = 2

Bahan konstruksi : *Steel reboiler*

Harga : $ 10,000

11. *Condensor 01 (CD-01)*

Fungsi : Mengembunkan hasil reaksi yang keluar dari CL-02 dari suhu 90,7 °C menjadi 88,6 °C

Jenis : *Shell and Tube Condenser-Horizontal.*

Aliran Fluida

- Fluida panas : gas hasil reaktor
- Fluida dingin : air pendingin

Spesifikasi *Tube* :

- OD = 0,75 in
- ID = 0,62 in
- BWG = 14
- Jumlah *tube* = 285 tube
- *Passes* = 2
- *Flow area* = 0,2988 ft^2

- *Pressure drop* = 0,4059 psi

Spesifikasi *Shell* :

- IDs = 15,25 in
- *Baffle spacing* = 7,625 in
- *Passes* = 1
- *Pressure drop* = 9,0056 psi

Bahan konstruksi : *Steel Shell and Tube*

Harga : $ 22,900

12. *Condensor 02 (CD-02)*

Fungsi : Mengembunkan hasil atas MD sebanyak 2525,2525 kg/jam dengan air pendingin dari 30 °C sampai 40 °C.

Jenis : *Double pipe Condenser*

Aliran Fluida

- Fluida panas : hasil atas MD
- Fluida dingin : air pendingin

Spesifikasi *Annulus*

- IPS = 2 in
- D_1 = 1,66 in
- D_2 = 2,067 in
- *Flow area* (Aa)= 0,4069 ft^2

- *Pressure drop* = 0,032 psi

Spesifikasi *Inner Pipe*

- IPS = 1,25 in
- ID = 1,38 in
- *Flow area* (Ap)= 0,0104 ft^2
- *Pressure drop* = 0,000000134 psi

Bahan konstruksi : *Steel Double pipe*

Harga : $ 5,107.2

13. *Heater 01 (HE-01)*

Tugas : Memanaskan umpan Sekunder Butil Alkohol dari tangki penyimpan (T-01) dari suhu 30 °C hingga 128 °C sebanyak 2987.3503 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Aliran fluida :

- Fluida dingin : Umpan sekunder butanol
- Fluida panas : *Steam*

Spesifikasi :

- *Tube* : Panjang = 16 ft
  OD = 0,75 inch
  ID = 0,584 inch

BWG = 14

Jumlah *tube* = 470 buah

Passes = 2

Luas transfer = 1471,2466 ft^2

Pitch = 1 in *Triangular pitch*

Pressure drop = 0,3925 psi

- *Shell* : IDs = 25 inch

  Passes = 1

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 32,600

14. *Heater 02 (HE-02)*

Tugas : Memanaskan gas Sekunder Butil Alkohol dari *accumulator* (ACC-01) dengan gas keluar reaktor dari suhu 130 °C hingga 270 °C sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Aliran fluida :

- Fluida dingin : Umpan sekunder butanol
- Fluida panas : Gas hasil keluar reaktor

Spesifikasi :

- *Tube* : Panjang = 20 ft
  OD = 1 inch
  ID = 0,834 inch
  BWG = 14
  Jumlah *tube* = 1128 buah
  Passes = 2
  Luas transfer = 5881,3149 ft^2
  Pitch = 1,25 *Triangular pitch*
  Pressure drop = 0,3856 psi
- *Shell* : IDs = 15,25 inch
  Passes = 1

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 86,500

15. *Heater 03 (HE-03)*

Tugas : Memanaskan gas Sekunder Butil Alkohol yang keluar dari HE-02 derngan gas keluar reaktor dari suhu 270 °C hingga 290 °C sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Aliran fluida :

- Fluida dingin : Umpan sekunder butanol
- Fluida panas : Gas hasil keluar reaktor

Spesifikasi :

- *Tube* : Panjang = 20 ft
  OD = 0,75 inch
  ID = 0,584 inch
  BWG = 14
  Jumlah *tube* = 1200 buah
  Passes = 2
  Luas transfer = 6178,3661 ft^2
  Pitch = 0,9375 *Triangular pitch*
  Pressure drop = 0,3865 psi
- *Shell* : IDs = 37 inch
  Passes = 1

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 88,900

16. *Heater 04 (HE-04)*

Tugas : Memanaskan gas Sekunder Butil Alkohol yang keluar dari HE-03 dengan gas keluar reaktor dari suhu 290 °C hingga 306 °C sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran fluida :

- Fluida dingin : Umpan sekunder butanol
- Fluida panas : Gas hasil keluar reaktor

Spesifikasi :

- Spesifikasi *Annulus*
  - IPS = 3 in
  - D1 = 3,5 in
  - D2 = 4,026 in
  - Aa = 0,0216 ft^2
  - *Pressure drop* = 9,0443 psi
- Spesifikasi *Inner pipe*
  - IPS = 4 in
  - ID = 2,067 in
  - Ap = 0,1104 ft^2
  - *Pressure drop* = 0,0000093 psi
  - Panjang *hairpin* = 11 ft

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 5,100

17. *Cooler 01 (CL-01)*

Tugas : Mendinginkan gas hasil reaksi yang keluar dari *heater* 03 (HE-03) dari suhu 270 °C hingga 120 °C sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Aliran fluida :

- Fluida dingin : *Dowtherm A*
- Fluida panas : Gas hasil keluar reaktor

Spesifikasi :

- *Tube* : Panjang = 16 ft
  OD = 0,75 inch
  ID = 0,584 inch
  BWG = 14
  Jumlah *tube* = 938 buah
  Passes = 2
  Luas transfer = 1937,4122 ft^2
  Pitch = 0,9375 *Triangular pitch*

Pressure drop = 0,389 psi

- *Shell* : IDs = 33 inch

  Passes = 1

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 91,000

18. *Cooler 02 (CL-02)*

Tugas : Mendinginkan gas yang keluar dari *cooler* CL-01 untuk diumpankan pada *condenser* CD-01 dari suhu 120 °C hingga 90,7 °C sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran fluida :

- Fluida dingin : Air pendindin
- Fluida panas : Gas hasil keluar reaktor

Spesifikasi :

- Spesifikasi *Annulus*
  - IPS = 3/4 in
  - D1 = 1,05 in
  - D2 = 1,38 in
  - Aa = 0,0044 ft^2

- *Pressure drop* = 12,6959 psi

- Spesifikasi *Inner pipe*
  - IPS = 1 1/4 in
  - ID = 0,824 in
  - Ap = 0,0037 ft^2
  - *Pressure drop* = 1,6455 psi
  - Panjang *hairpin* = 72,3137 ft

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 1,300

19. *Cooler 03 (CL-03)*

Tugas : Mendinginkan cairan hasil atas menara distilasi untuk ditampung dalam tangki T-02 sebagai produk *Methyl Ethyl Ketone* dari suhu 80,05 °C hingga 32 °C sebanyak 2525,2525 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran fluida :

- Fluida dingin : Air pendindin
- Fluida panas : Metil etil keton

Spesifikasi :

- Spesifikasi *Annulus*
  - IPS = 2 in
  - D1 = 2,38 in
  - D2 = 3,068 in
  - Aa = 0,0204 ft^2
  - *Pressure drop* = 0,0078 psi
- Spesifikasi *Inner pipe*
  - IPS = 3 in
  - ID = 2,067 in
  - Ap = 0,0104 ft^2
  - *Pressure drop* = 0,000033 psi
  - Panjang *hairpin* = 160 ft

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 2,900

21. Kompressor 01 (K-01)

Fungsi : Menekan umpan sekunder butanol dari 1 atm sampai 2,15 atm

Jenis : *Centrifugal Compressor*

Kapasitas : 10,0584 m^3/jam

Kondisi operasi :

- Suhu : 130 °C
- Tekanan masuk : 1 atm
- Tekanan keluar : 2,15 atm

Power motor : 0,25 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $50,532

22. Pompa (P-01)

Tugas : Mengalirkan bahan baku Sekunder Butil Alkohol dari kapal pengangkut ke dalam tangki penyimpan (T-01) sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 16,106 gpm

Ukuran pipa : OD = 1,9 inch

ID = 1,61 inch

Flow area = 2,04 $inch^2$

Head pompa : 20,3358 ft

Motor : Daya = 0,1503 Hp

Putaran = 1500 rpm

Motor standard : 1 HP

Bahan : *Commercial steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12,948.67

23. Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan cairan Sekunder Butil Alkohol dari tangki penyimpan (T-01) kedalam *heater* 01 (HE-01) sebanyak 2987,3503 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 16,106 gpm

Ukuran pipa : OD = 1,9 inch

ID = 1,61 inch

Flow area = 2,04 inch^2

Head pompa : 0,6508 ft

Motor : Daya = 0,0048 Hp

Putaran = 1500 rpm

Motor standard : 1,5 Hp

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12,948.67

24. Pompa (P-03)

Tugas	:	Mengalirkan cairan keluar dari *condenser* 01 (CD-01) ke *separator* (SP) sebanyak 2987,3503 kg/jam
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Kapasitas	:	28,714 gpm
Ukuran pipa	:	OD = 2,38 inch ID = 2,067 inch *Flow area* = 3,35 $inch^2$
Head pompa	:	7,8348 ft
Motor	:	Daya = 0,0638 Hp Putaran = 1500 rpm
Motor standard	:	1 Hp
Bahan	:	*Commercial Steel*
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	$ 12,948.67

25. Pompa (P-04)

Tugas	:	Mengalirkan cairan hasil bawah *separator* (SP) ke menara distilasi (MD) sebanyak 2902,8689 kg/jam
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Kapasitas	:	15,554 gpm

Ukuran pipa : OD = 1,9 inch

ID = 1,61 inch

Flow area = 2,04 inch^2

Head pompa : 2,2747 ft

Motor : Daya = 0,0184 Hp

Putaran = 1500 rpm

Motor standard : 1 Hp

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12,948.67

26. Pompa (P-05)

Tugas : Mengalirkan cairan residu keluar *reboiler* ke unit pengolahan limbah sebanyak 339,8548 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 1,853 gpm

Ukuran pipa : OD = 1,05 inch

ID = 0,824 inch

Flow area = 0,534 inch^2

Head pompa : 1,2513 ft

Motor : Daya = 0,0013 Hp

Putaran = 1500 rpm

Motor standard : 1 Hp

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12,723.25

27. Pompa (P-06)

Tugas : Mengalirkan cairan keluar dari *accumulator* 02 (ACC-02) menuju *cooler* 03 (CL-03) sebanyak 2525,2525 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 13,804 gpm

Ukuran pipa : OD = 1,9 inch

ID = 1,61 inch

Flow area = 2,04 $inch^2$

Head pompa : 3,0603 ft

Motor : Daya = 0,0215 Hp

Putaran = 1500 rpm

Motor standard : 1 Hp

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 12,723.25

28. Pompa (P-7)

Tugas	:	Mengalirkan cairan keluar *cooler* 03 (CL-03) untuk dimasukkan ke dalam tangki penyimpan produk sebanyak 2525,2525 kg/jam
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Kapasitas	:	13,804 gpm
Ukuran pipa	:	OD = 1,9 inch
		ID = 1,61 inch
		Flow area = 2,04 inch^2
Head pompa	:	1,3122 ft
Motor	:	Daya = 0,0092 Hp
		Putaran = 1500 rpm
Motor standard	:	1 Hp
Bahan	:	*Commercial Steel*
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	$ 12,723.25

29. Pompa (P-8)

Tugas : Mengalirkan produk metil etil keton dari tangki penyimpan (T-02) kedalam mobil pengangkut sebanyak 2525,2525 kg/jam

Jenis	:	*Centrifugal Pump*	
Kapasitas	:	13,804 gpm	
Ukuran pipa	:	OD	= 1,9 inch
		ID	= 1,61 inch
		Flow area	= 2,04 inch^2
Head pompa	:	0,8709 ft	
Motor	:	Daya	= 0,0061 Hp
		Putaran	= 1500 rpm
Motor standard	:	1 Hp	
Bahan	:	*Commercial Steel*	
Jumlah	:	1 buah	
Harga	:	$ 12,723.25	

3.3. PERENCANAAN PRODUKSI

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *Methyl Ethyl Ketone* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan *Methyl Ethyl Ketone* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan *Methyl Ethyl Ketone* akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan *Methyl Ethyl*

Ketone sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 20.000 ton/tahun.

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

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

   Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam "Statistik Perdagangan Indonesia" tentang kebutuhan *Methyl Ethyl Ketone* di Indonesia dari tahun cenderung meningkat. Diperkirakan kebutuhan *Methyl Ethyl Ketone* pada tahun 2010 sebesar 20.000 ton/tahun.

2. Ketersediaan bahan baku

   Bahan baku *Sekunder Butanol* yang digunakan dalam pembuatan *Methyl Ethyl Ketone* diperoleh dengan mengimpor dari Australia

3. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

   Pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan *Methyl Ethyl Ketone* antara lain :

   Shell Chemical dengan kapasitas 300 juta ton/tahun.

   Zhongjie Petrochemical dengan kapasitas 30.000 ton/tahun.

   Jinan Rifenery dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.

   Fushan Petrochemical dengan kapasitas 14.000 ton/tahun.

   Zhengdan Petrochemical dengan kapasitas 1.500 ton/tahun.

3.3.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

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

a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
  - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
  - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
  - Mencari daerah pemasaran.

b) Kemampuan Pabrik

Pada umunya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (bahan baku)

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

- Manusia (tenaga kerja)

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

- Mesin (peralatan)

  Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* dari *Secondary Butanol* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilacap. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. Penyediaan bahan baku

   Bahan baku Secunder Buthyl Alkohol sampai saat ini masih diimport maka diupayakan pabrik didirikan di kawasan yang dekat dengan pelabuhan besar, sehingga rantai transportasi bahan baku relative pendek dan biaya pengadaannya relatif murah.

2. Pemasaran

   Pabrik ini menghasilkan Methyl Ethyl Ketone yang banyak sekali diperlukan oleh industri-industri kimia sebagai bahan baku pembuatan cat

dan bahan perekat, disamping itu juga digunakan sebagai solvent dewaxing pada industri minyak pelumas seperti Pertamina yang lokasinya berada di Cilacap sehingga dalam hal pemasaran tidak mengalami kesulitan.

3 Utilitas

Pabrik Methyl Ethyl Ketone ini cukup banyak memerlukan air yaitu sebagai air proses dalam produksinya, juga kebutuhan air untuk air sanitasi, air perkantoran dan lain-lain. Untuk penyediaan air ini dapat diperoleh dari air sungai terdekat dengan kawasan industri.

Bahan bakar sebagai sumber energi dapat diperoleh dengan mudah, pengadaannya dapat diperoleh dengan membeli dari Pertamina dan listrik dari PLN.

4. Tenaga Kerja

Di Cilacap, propinsi jawa Tengah banyak dan mudah didapat tenaga ahli maupun non-ahli. Hal ini disebabkan selain merupakan daerah zone pertumbuhan industri, Cilacap merupakan propinsi dengan tingkat pendidikan dan produktivitas penduduk yang tinggi.

5. Transportasi

Untuk transportasi pengadaan bahan baku dan pemasaran produk hasil, Cilacap memiliki dermaga yang cukup untuk berlabuh kapal-kapal pengangkut produk hasil, dan tersedia juga sarana transportasi darat yang

memadai yang kesemuanya itu tentunya memudahkan dalam pemasaran hasil produksi.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal Pabrik

   Perluasan pabrik dan penambahan bangunan di masa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas. Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan industri Cilacap, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perijinan

   Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

   Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

   a. Segi keamanan kerja terpenuhi.

b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.

c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.

d. Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik effisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses, beberapa banguna fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

1. Daerah Proses

   Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Keamanan

   Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas Area yang Tersedia

   Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan effisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

   Disini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.

2. Daerah proses

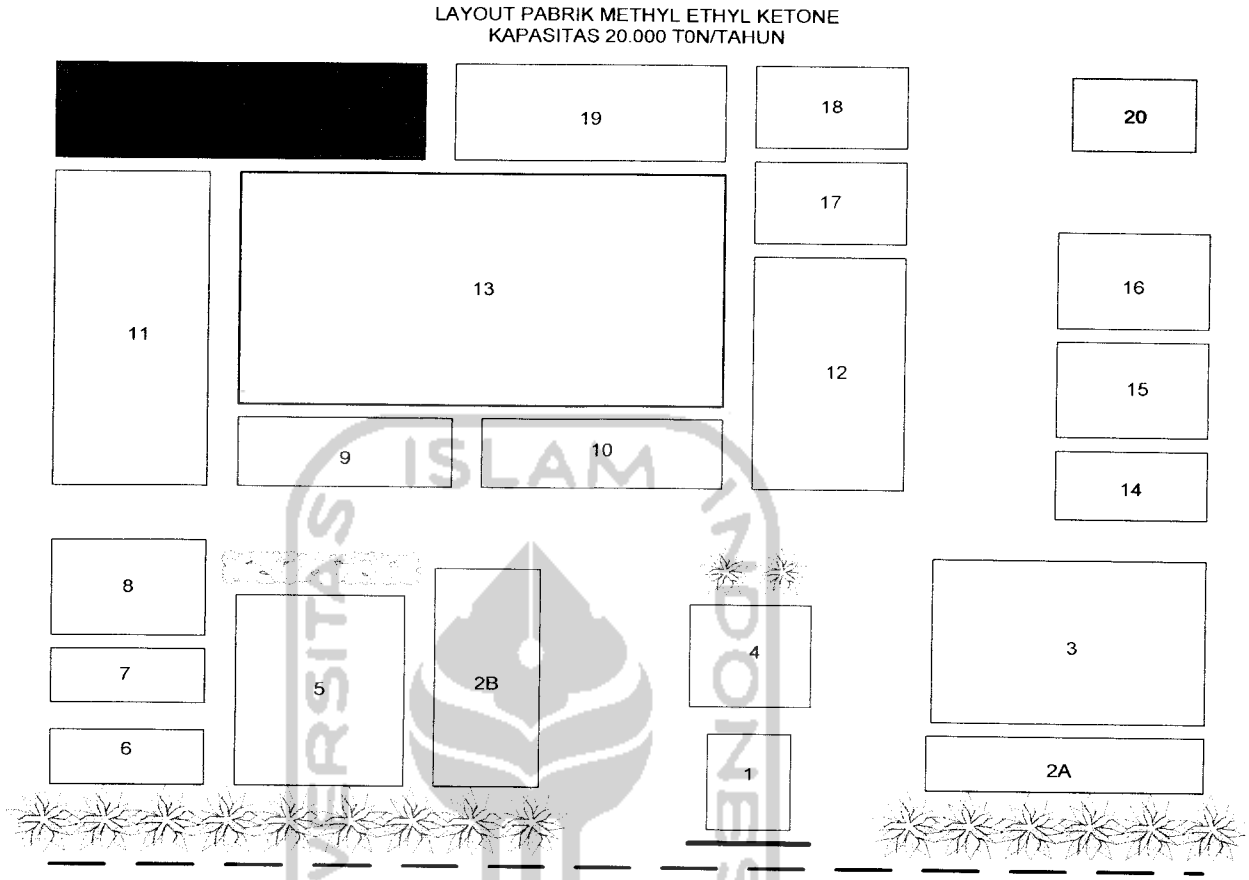
   Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi
4. Daerah utilitas

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m^2)
1	Kantor Utama	60 x 30	1800
2	Pos Keamanan/ Satpam	5 x 10	50
3	Parkir	20 x 15	300

4	Mesjid	20 x 25	500
5	Kantin	20 x 20	400
6	Bangkel	20 x 15	300
7	Klinik	10 x 15	150
8	Kantor Teknik dan Produksi	20 x 20	400
9	Ruang timbang truk	5 x 15	75
10	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
11	Gudang alat	20 x 10	200
12	Gudang bahan kimia	20 x 15	300
13	Laboratorium	20 x 30	600
14	Utilitas	65 x 30	1950
15	Daerah proses	60 x 100	6000
16	Ruang kontrol	20 x 15	300
17	Ruang kontrol utilitas	20 x 10	200
18	Tangki Bahan baku	30 x 80	2400
19	Tangki produk	30 x 60	1800
20	Mess	70 x 30	2100
21	Jalan dan taman	50 x 20	1000
22	Perluasan Pabrik	75 x 50	3750
Jumlah			24.875



Gambar 4.1. Tata letak pabrik *Methyl Ethyl Ketone*

Keterangan : Skala 1 : 100

1. Pos Keamanan
2. (A) Parkir Tamu
3. (B) Parkir Truk
4. Ruang Timbang Truk
5. Kantor Teknik dan Produksi
6. Klinik
7. Kantin
8. Mesjid
9. Laboratorium
10. Ruang Kontrol
11. Tangki Bahan Baku
12. Tangki Produk
13. Daerah proses
14. Bengkel
15. Pemadam kebakaran
16. Gudang Bahan Kimia
17. Gudang Alat
18. Ruang Kontrol Utilitas
19. Utilitas
20. Mess
21. Daerah perluasan Pabrik

– – – – Jalan Raya

4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, 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 juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2. Aliran udara

   Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

   Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

   Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

   Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan poduksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

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

7. *Maintenance*

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

   Perawatan *preventif* dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan

secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

a. *Over head* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

   Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

   - Umur alat

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

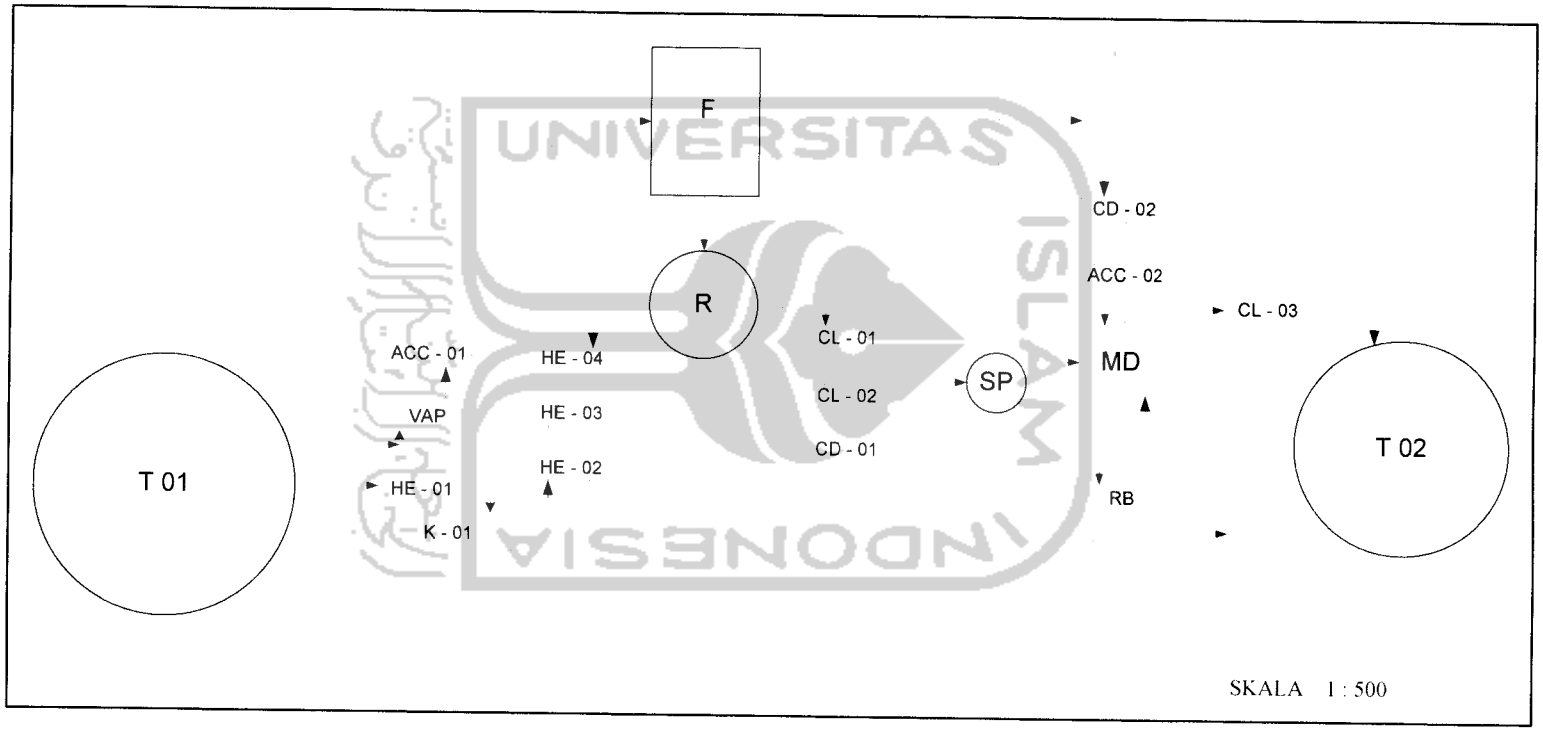
- Bahan baku

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

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

Tata letak peralatan pabrik *Methyl Ethyl Ketone* dari bahan baku *Secondary Butanol* dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 4.2. Tata letak peralatan pabrik *Methyl Ethyl Ketone*

4.4. Alir Proses dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga kita dapat menentukan alat-alat apa yang akan kita gunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut :

4.4.1. Perhitungan Neraca Massa

KAPASITAS 20.000 TON / TAHUN

Kapasitas produk : 20.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 hari kerja : 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam

$$= \left[\frac{20.000 ton}{1 tahun}\right] x \left[\frac{1000 kg}{1 ton}\right] x \left[\frac{1 tahun}{330 hari}\right] x \left[\frac{1 hari}{24 jam}\right]$$

= 2525,2525 kg/jam

1. Neraca Massa Overall

Tabel 4.2. Neraca Massa Overall

Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
• Masuk reaktor C_4H_9OH : 2927,6033 H_2O : 59,7470	• Gas keluar separator C_4H_8O : 12,8158 H_2 : 71,6655 • Hasil atas menara distilasi C_4H_9OH : 11,3636 C_4H_8O : 2512,6262 H_2O : 1,2626 • Hasil bawah menara distilasi C_4H_9OH : 281,3967 C_4H_8O : 37,7354 H_2O : 58,4844
Total : 2987,3503	Total : 2987,3503

2. Neraca Massa per Alat

a. Reaktor

Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C_4H_9OH	2927,6033	292,76033
C_4H_8O	-	2563,1775
H_2O	59,7470	59,7470
H_2	-	71,6655
Jumlah	2987,3503	2987,3503

b. Separator

Tabel 4.4. Neraca Massa Separator

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg,jam	
		Atas	Bawah
C_4H_9OH	292,7603	-	292,7603
C_4H_8O	2563,1775	12,8158	2550,3616
H_2O	59,7470	-	59,7470
H_2	71,6655	71,6655	-
		84,4813	2902,8689
Jumlah	2987,3503	2987,3503	

c. Menara Distilasi

Tabel 4.5. Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk, kg,jam	Keluar, kg,jam	
		Atas	Bawah
C_4H_9OH	292,7603	11,3636	281,3967
C_4H_8O	2550,3616	2512,6262	37,7354
H_2O	59,7470	1,2626	58,4844
H_2	-	-	-
		2525,2525	377,6165
Jumlah	2902,8689	2902,8689	

4.4.2. Perhitungan Neraca Panas

a. Neraca panas reaktor

Tabel 4.6. Neraca panas reaktor

Sumber panas	Masuk, kkal/jam	Keluar, kkal/jam
C_4H_9OH	7.081.990,1	631.422,20
C_4H_8O	-	5.020.036,1
H_2O	173.491,90	173.491,90
H_2	-	1.288.726,2
Panas reaksi	-141.805,6	
Jumlah	7.113.676,4	7.113.676,4

b. Neraca panas separator

Tabel 4.7. Neraca panas separator

Komponen	Masuk, kkal/jam	Keluar, kkal,jam	
		Atas	Bawah
C_4H_9OH	516.713,4524	-	516.713,4524
C_4H_8O	65.611,1311	328,0556	65.283,0754
H_2O	4.570,7419	-	2.032,3183
H_2	2.032,3183	4.570,7419	-

		4.898,7976	584.028,8461
Jumlah	588.927,6438	588.927,6438	

c. **Neraca panas menara distilasi**

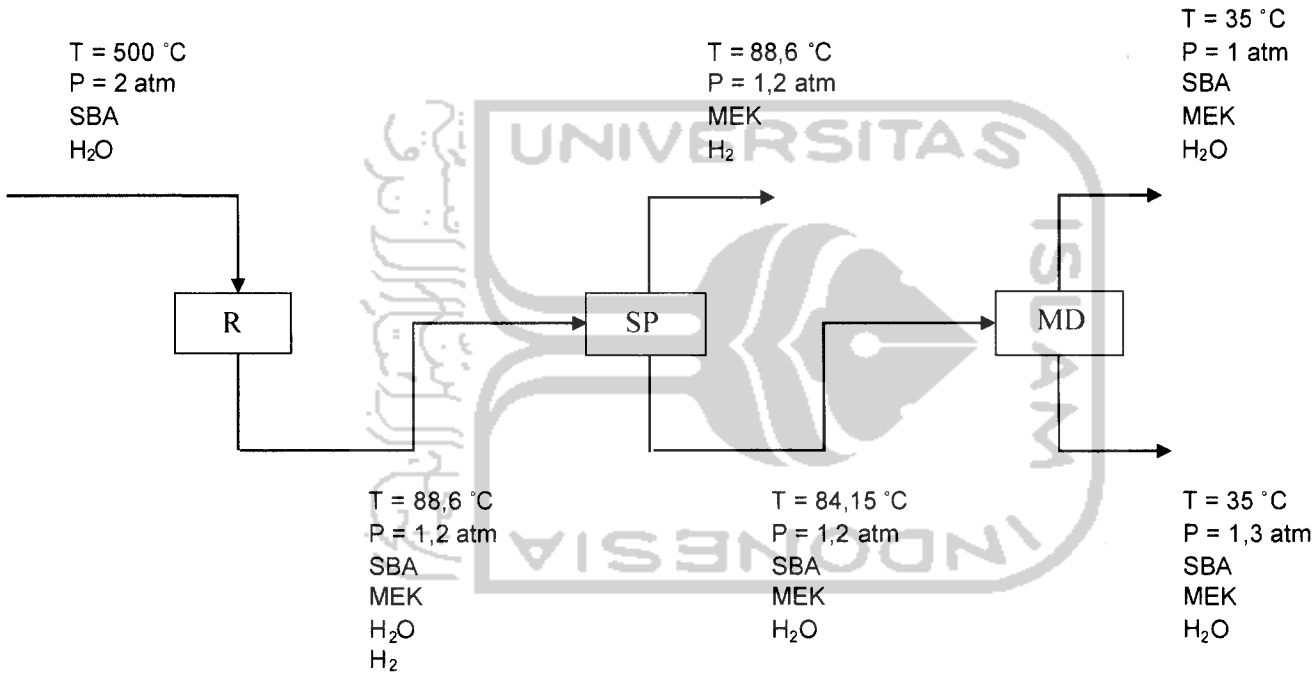
Tabel 4.8. Neraca panas menara distilasi

No	Sumber Panas	Masuk	Keluar
1	Umpan	588.927,6438	
2	Distilat MD		154.282,4895
3	Bottom MD		326.906,5003
4	Beban Panas CD - 02		1.397.027,9184
5	Beban Panas RB	1.289.289,2645	
	Total	1.878.216,9083	1.878.216,9083

d. Neraca panas furnace

Tabel 4.9. Neraca panas furnace

Sumber panas	Masuk, kkal/jam	Keluar, kkal/jam
Umpan masuk	41.692.072,1431	-
Produk keluar	-	41.692.072,1431
Heat loss		0
Jumlah	41.692.072,1431	41.692.072,1431

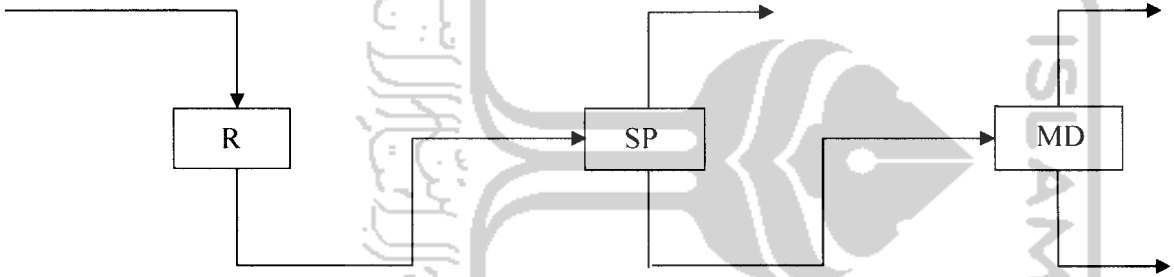


Gambar 4.3. Diagram Alir Kualitatif

C_4H_9OH	:	2927,603312
H_2O	:	59,74700637
Total	:	2987,350319

C_4H_8O	:	12,81588764
H_2	:	71,66545399
Total	:	84,48134162

C_4H_9OH	:	11,36363625
C_4H_8O	:	2512,626238
H_2O	:	1,26262625
Total	:	2525,2525



C_4H_9OH	:	292,7603312
C_4H_8O	:	2563,177527
H_2	:	71,66545399
H_2O	:	59,74700637
Total	:	2987,350319

C_4H_9OH	:	292,7603312
C_4H_8O	:	2550,361639
H_2O	:	59,74700637
Total	:	2902,868977

C_4H_9OH	:	281,396695
C_4H_8O	:	37,73540187
H_2O	:	58,48438012
Total	:	377,616477

Gambar 4.4. Diagram Alir Kuantitatif

4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyedian utilitas dalam pabrik *Methyl Ethyl Ketone* ini. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Adapun penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *Methyl Ethyl Ketone* ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan:

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air sungai digunakan untuk:

1. Air pendingin

   Pra rancangan pabrik metil etil keton ini membutuhkan air pendingin untuk penyediaan *condenser*, *cooler* dan reaktor sebanyak 11636,733 kg/jam. Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

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

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

   Air yang diperlukan untuk penyediaan steam sebanyak 9168,1662 kg/jam. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

   a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

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

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

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

3. Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air untuk keperluan kantor, rumah tangga dan kebutuhan lain dibutuhkan 8.000 kg/jam. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

Sehingga kebutuhan air keseluruhan dan air make up sebanyak 18858,704 kg/jam. Adanya air make up dikarenakan adanya air yang hilang pada saat pengolahan air baik untuk air pendingin dan kantor maupun untuk penyediaan steam. sehingga diperlukan air yang tidak dapat direcycle/ air *make up*

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi:

1. *Clarifier*

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

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

1. $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na_2CO_3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air

baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

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

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

3. Demineralisasi

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

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

a. *Kation Exchanger*

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

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

Reaksi:

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

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

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

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

Reaksi:

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

b. *Anion Exchanger*

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

Reaksi:

$CO_3^- \longrightarrow CO_3$

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

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

Reaksi:

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

c. Deaerasi

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

Reaksi:

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

Kedalam *deaerator* juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas.

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

4. Pendinginan dan menara pendingin

Air yang telah digunakan pada *cooler*, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

Kebutuhan Air dapat dibagi menjadi empat:

A. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.10. Kebutuhan Air untuk Pendingin (kg/jam)

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Cooler (CL-02)	4.951,8913
2.	Cooler (CL-03)	15.563,0050
3.	Condenser (CD-01)	76.447,6750
4.	Condenser (CD-02)	10,2035
	Jumlah	96.972,7750

Recovery 20 % = 20 % x 96.972,7750 kg/jam = 116.367,3300 kg/jam

Air pendingin 90% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 10%, sehingga,

Make up air pendingin = 10 % x 116.367,33 kg/jam = 11.636,733 kg/jam

B. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.11. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Heater 1	33.274,4001
2.	Reboiler	4,0913
3.	Vaporizer	39.335,8722
4.	Pembangkit listrik (Turbin)	3.767,0216
	Jumlah	76.401,3850

Recovery 20 % = 20 % x 76.401,3850 kg/jam = 91.681,6620 kg/jam

Air pembangkit steam 90% dimanfaatkan kembali,maka *make up* yang diperlukan 10%, sehingga :

Make up Steam = 10 % x 91.681,6620 kg/jam = 9.168,1662 kg/jam

C. Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Rumah Tangga

Pabrik akan mendirikan rumah sebanyak 30 unit dimana tiap unit rumah diperkirakan dihuni 5 orang dan diperkirakan kebtuhan setiap orang 1 m^3/hari

Jadi kebutuhan air rumah tangga :

= 5 orang/rumah X 30 rumah x 800 kg / hari.orang x 1 hari / 24jam

= 5.000 kg/jam

Dan untuk kebutuhan laboratorium dan perkantoran diperkirakan membutuhkan air sebanyak :

= 3 m^3/jam

= 3.000 kg/jam

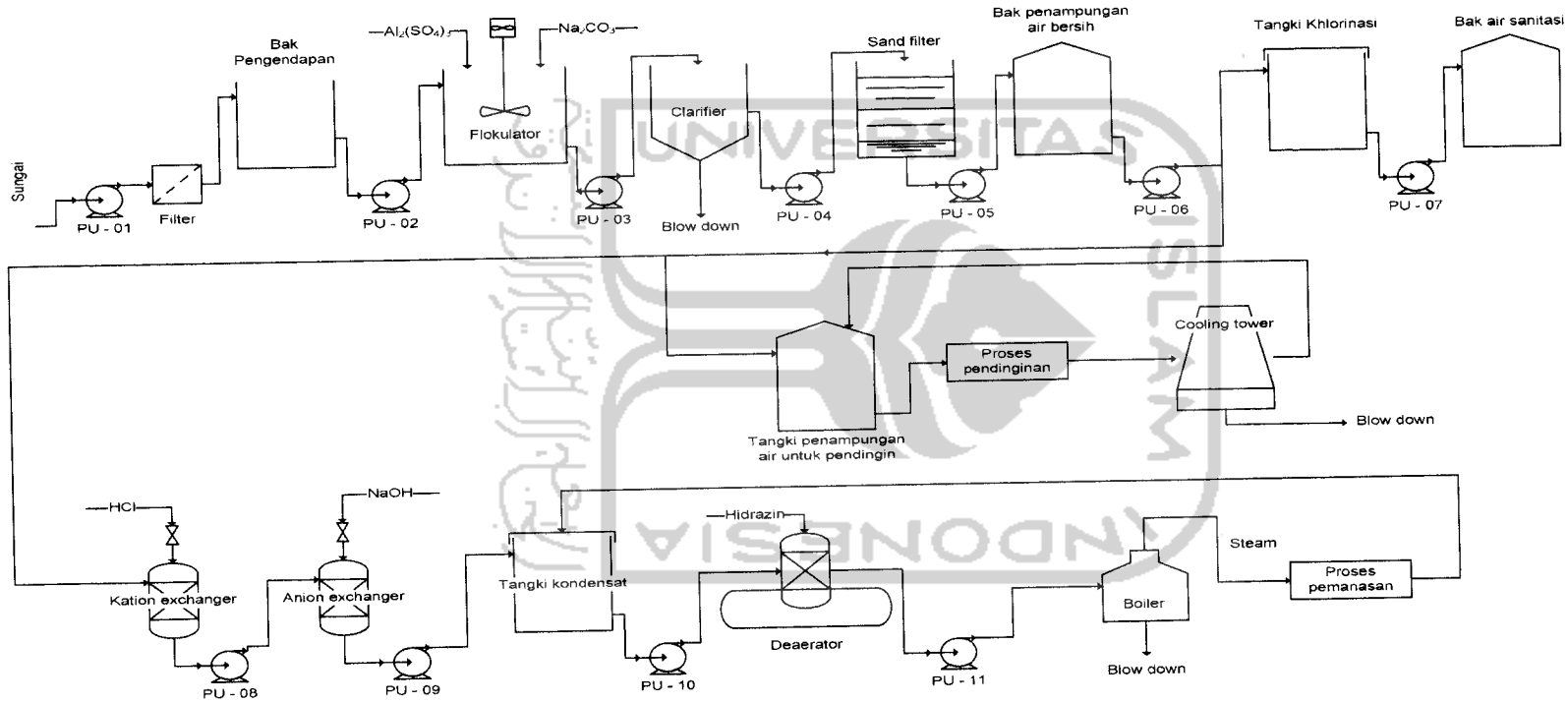
Total kebutuhan air untu kebutuhan perkantoran dan rumah tangga 8.000 kg/jam

D. Air Untuk Unit Pemadam Kebakaran

Untuk unit pemadam kebakaran disediakan air sebanyak 416,6667 kg/jam

Kebutuhan air total : (11.676,7330 + 9.168,1662 + 8.000 + 416,6667) kg/jam

= 29.221,5659 kg/jam



Gambar 4.5 Diagram alir pengolahan air

4.5.2. Unit Pembangkit *Steam*

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

Kapasitas : 2011.4920 kg/jam

Tekanan : 18 atm

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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

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

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 -102^{0}C, kemudian diumpankan ke boiler.

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

menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

Tabel 4.12. Kebutuhan *steam*

No	Nama Alat	Kebutuhan steam (kg/jam)
1.	Heater 1	33.274,4001
2.	Reboiler	4,0913
3.	Vaporizer	39.335,8722
4.	Pembangkit listrik (Turbin)	3.767,0216
	Jumlah	76.401,3850

Recovery 20 % = 20 % x 76.401,3850 kg/jam = 91.681,6620 kg/jam

90% steam dimanfaatkan kembali,maka *make up* yang diperlukan 10%, sehingga

Make up Steam = 10 % x 91.681,6620 kg/jam = 9.168,1662 kg/jam

4.5.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik dipabrik ini sebesar 376,196 kW. Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut, pabrik *Methyl Ethyl Ketone* menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 2000 kW jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 2000 kWatt
- Jenis : Generator Diesel

- Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 50% dan diesel 50%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

a. Listrik untuk keperluan proses

- Peralatan proses

Tabel 4.13. Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama Alat	Kode	Power (Hp)
			@ alat
1	Pompa	P - 01	1,5
2	Pompa	P – 02	1
3	Pompa	P – 03	1
4	Pompa	P – 04	1
5	Pompa	P – 05	1
6	Pompa	P – 06	1
7	Pompa	P – 07	1
8	Pompa	P – 08	1
Jumlah			**8,5**

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 8,5 Hp

- Peralatan utilitas

Tabel 4.14. Kebutuhan listrik untuk utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@ alat	Total
1	*Premix tank*	TU – 01	1	50	50
2	*Clarifier*	CLU	1	100	100
3	*Clorin tank*	TU – 02	1	0,5	0,5
4	*Cooling tower*	CTU	1	5	5
5	*Blower*	BWU	1	400	400
6	*Compresor* udara	CU	1	40	40
7	Pompa	PU – 01	1	20	20
8	Pompa	PU – 02	1	5	5
9	Pompa	PU – 03	1	2	2
10	Pompa	PU – 04	1	10	10
11	Pompa	PU – 05	1	0,0833	0,0833
12	Pompa	PU – 06	1	0,5	0,5
13	Pompa	PU – 07	1	0,125	0,125
Jumlah					**633,2083**

Kebutuhan litsrik untuk utilitas = 633,2083 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

8,5 Hp + 633,2083 Hp = 641,7083 Hp

Diambil angka keamanan 10 % = 705,8791 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

Kebutuhan listrik untuk alat control, penerangan dan lain-lain diperkirakan sebesar 225 kW

c. Kebutuhan listrik untuk perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 1500 Watt

Jumlah rumah = 30 buah

Kebutuhan listrik perumahan = 30 x 1500 Watt

= 45000 Watt

= 45 kW

4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar *Industrial Diesel Oil (IDO)* yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *Medium Furnace Oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

Unit ini menyimpan kebutuhan bahan bakar di Boiler sebesar 5843,494 kg/jam. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 428,4318 kg/jam.

Alat untuk penyediaan bahan bakar berupa tangki bahan bakar yang berbentuk tangki silinder dengan *Conical Roof dan Flat Bottomed.*

4.5.5. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 500 kg/jam

4.5.6. Unit Pengolahan Limbah

Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* menghasilkan limbah berupa air, alkohol dan keton dalam skala kecil. Pengolahan air limbah adalah pengolahan limbah pabrik yang belum memenuhi persyaratan (BOD, COD, dan lain-lain) secara mikrobiologis sehingga bahan yang keluar dari pabrik memenuhi persyaratan Undang-Undang Lingkungan Hidup.

4.5.7. Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.

Kapasitas : 201,109 m^3

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Dimensi :

- Tinggi = 4,5 m
- Lebar = 4,5 m
- Panjang = 9 m

Harga : $ 1,000

2. Bak Penggumpal (BU-02)

Tugas : Menggumpalkam koloid dengan koagulan dengan cara menambahkan $Al_2(SO_4)_3$ dan Na_2CO_3

Kapasitas : 27,694 m^3

Dimensi : Tangki Silinder berpengaduk

D = 3 m; H = 6 m

Pengaduk : *Marine Propeller* dengan 4 *Baffle* dalam Tangki

Power motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : $ 44410,4

3. *Clarifier* (CLU)

Funsi : Mengendapkan gumpalan – gumpalan kotoran dari bak penggumpal secara sedimentasi

Jenis : *Circular Clarifiers*

Kapasitas : 27,6942 m^3

Waktu tinggal : 1 jam

Dimensi :

- Diameter :

  Atas = 3,8 m

  Bawah = 2,3 m

- Tinggi cairan = 4,57m

- Tinggi *Clarifiers* = 7,6 m

Harga : $ 27.756,5

4. ***Sand Filter*** **(SF)**

Fungsi : Menyaring sisa-siasa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam *clarifier.*

Jenis : 2 buah kolom dengan saringan pasir

Tinggi bed : 4,5834 m

Waktu tinggal : 45 menit.

Jumlah bed : 7 buah

Harga : $ 5551,30

5. **Bak Penampung air bersih**

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Tinggi : 3,2 m

Volume : 25,4 m^3

Diameter : 3,2 m

Harga : $ 37.748,84

6. Tangki Klorinator (TU-02)

Fungsi : Mencampur Klorin dalam bentuk Kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan rumah tangga

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Kapasitas : 2,71 m^3

Waktu tinggal : 1 hari

Dimensi :

- Diameter = 1,2 m
- Tinggi = 2,4 m

Pengaduk : *Marine Propeller* 4 *Baffle*

Putaran : 420 rpm

Power motor : 0,5 Hp

Harga : $ 1,665.39

7. Bak Penampung air kantor dan rumah tangga

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Tinggi : 16,64 m

Volume : 1152 m^3

Panjang : 8,32 m

Lebar : 8,32 m

Jumlah : 1

Harga : $ 489.48

8. Bak Penampung air pendingin

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Tinggi : 3,45 m

Volume : 658,1739 m^3

Panjang : 13,8 m

Lebar : 13,8 m

Jumlah : 1

Harga : $ 2,796.35

9. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik.

Jenis : *Cooling tower induced draft.*

Tinggi : 6 m

Ground area : 473,614 ft^2

Jumlah : 1

Harga : US$ 31,882.87

***10. Cold Basin* (TU-07)**

. Tugas : Menampung air keluar dari *cooling tower* dan *make up* dari *Filtered water tank*

Jenis : Bak beton bertulang

Kapasitas : 376,452 m^3/jam

Dimensi : P = L = 10 m , H = 5 m , T = 0,2 m

Harga : $ 22205,20

11. *Hot Basin* (TU-08)

Tugas : Menampung air proses yang akan didinginkan di *cooling tower*

Jenis : Bak beton bertulang

Kapasitas : 376,452 m^3/jam

Dimensi : P = L = 10 m , H = 5 m , T = 0,2 m

Wakti tinggal : 1 jam

Harga : $ 22205,20

12. *Kation Exchanger* (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Jenis : *Down Flow Cation Exchanger*

Kapasitas : 80,46 m^3/jam

Resin : *Natural Greensand Zeolit*

Dimensi :

- Luas = 59,049 ft^2
- Diameter = 8,7 ft

Harga : $ 5,551.3

13. *Anion Exchanger* (AEU)

Fungsi : Menghilangkan *Anion* dari air keluaran *kation exchanger*

Jenis : *Down Flow Anion Exchanger*

Kapasitas : : 80,46 m^3/jam

Resin : *Weakly Basic Anion Exchanger*

Dimensi :

- Luas = 59,049 ft^2
- Diameter = 8,7 ft

Harga : $ 5,551.3

14. *De-aerator* (DAU)

Fungsi : Menghilangkan Kandungan Gas dalam Air terutama O_2, CO_2, NH_3, dan H_2S

Jenis : *Cold Water Vacuum Deaerator*

Kapasitas : 67,05 m^3/jam

Resin : *Weakly Basic Anion Exchanger*

Dimensi :

- Luas = 1,69 m^2
- Diameter = 1,47 m
- Tingggi *packing* = 1,75 m

Harga : $ 41,634.75

15. *Boiler Feed Water Tank* (TU-03)

Fungsi : Mencampur kondensat sirkulasi dan *make-up* air umpan boiler sebelum diumpankan dibangkitkan sebagai *steam* di dalam boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Kapasitas : 2011,492 m^3

Dimensi :

- Panjang = 13,4 m
- Lebar = 13,4 m

- Tinggi = 6,7 m

Harga : $ 24,425.72

16. Boiler (BLU)

Fungsi : Membuat *steam* jenuh pada tekanan 18 atm

Jenis : *Fire tube boiler*

Kondisi operasi

- Tekanan : 5 atm
- Suhu air umpan boiler : 90 °C
- Suhu steam jenuh : 208 °C

Kebutuhan bahan bakar : 9741,6681 kg/jam

Luas perpindahan panas : 8310 m^2

Spesifikasi tube

- OD : 2 in
- ID : 1,834 in
- BWG : 16
- Panjang : 20 ft
- Jumlah : 414.890 tube

Harga : $ 443,326.8

17. Blower (BWU)

Fungsi : Mengalirkan udara segar ke dalam Boiler (BLU)

Jenis : *Centrifugal Blower*

Kapasitas : 243541,7022 kg/jam

Power motor : 800 Hp

Harga : $ 8419,6725

18. Kompressor (KU)

Fungsi : Menyediakan udara tekan 4 atm untuk keperluan alat instrumentasi dan kontrol

Jenis : *Single Stage Centrifugal Compressor*

Kapasitas : 201,6 m^3/jam

Power motor : 22,19 Hp

Harga : $ 22205,19925

19. Generator (GU)

Fungsi : Membangkitkan Listrik untuk keperluan proses ,utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN padam

Jenis : Generator diesel

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 2000 kW

Kebutuhan bahan bakar : 428,4318 kg/jam

Harga : $ 129,626.7017

20. Tangki Bahan Bakar (TU-04)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar Boiler (BLU) untuk kebutuhan 7 hari dan bahan bakar Generator (GU)

Jenis : Tangki Silinder dengan *Conical Roof dan Flat Bottomed*

Kapasitas : 11,5791 m^3/jam

Dimensi :

- Diameter = 17,6m
- Tinggi = 8,8 m

Harga : $ 1665.39

21. Pompa Utilitas 01 (PU-01)

Fungsi : Memompa Air Sungai ke Bak Pengendap Awal (BU-01)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 608,8806gpm

Head : 5,9873 m

Tenaga pompa : 3,02 Hp

Tenaga motor : 5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 9104,13

22. Pompa Utilitas 02 (PU-02)

Fungsi : Memompa Air dari Bak Pengendap Awal (BU-01) ke Bak penggumpal (TU-01)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 608,8806 gpm

Head : 7,9645 m

Tenaga pompa : 4,023 Hp

Tenaga motor : 7 Hp Standar NEMA

Harga : $ 9104,13

23. Pompa Utilitas 03 (PU-03)

Fungsi : Memompa Air dari bak penggumpal (TU-01) ke *Clarifier* (CLU)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 608,8806 gpm

Head : 7,9645 m

Tenaga pompa : 4,023 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 9104,13

24. Pompa Utilitas 04 (PU-04)

Fungsi : Memompa Air dari *clarifier* ke *Sand Filter* (FU)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1037,9775 gpm

Head : 7,9917 m

Tenaga pompa : 4,0368 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 9104,13

25. Pompa Utilitas 05 (PU-05)

Fungsi : Memompa Air dari *Sand filter* (FU) ke tangki penampung

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction,mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 7,4898 gpm

Head : 6,5792 m

Tenaga pompa : 3,323 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 9104,13

26. Pompa Utilitas 06 (PU-06)

Fungsi : Memompa Air dari tangki penampung ke *kation exchanger*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 609,006 gpm

Head : 3,8809m

Tenaga pompa : 1,96 Hp

Tenaga motor : 5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 3330,78

27. Pompa Utilitas 07 (PU-07)

Fungsi : Memompa Air dari *Kation Exchanger* ke *Anion Exchanger*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 274,7758 gpm

Head : 4,2466 m

Tenaga pompa : 0,968 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : $ 3330,78

28. Pompa Utilitas 08 (PU-08)

Fungsi : Memompa Air dari Tangki Demineralisasi ke *Deaerator*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 274,7758 gpm

Head : 3,2466 m

Tenaga pompa : 0,7401 Hp

Tenaga motor : 1,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 3330,78

29. Pompa Utilitas 09 (PU-09)

Fungsi : Memompa Air dari Deaerator ke Tangki Penampung Kondensat

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 274,7758 gpm

Head : 4,2607 m

Tenaga pompa : 1,0533 Hp

Tenaga motor : 3 Hp Standar NEMA

Harga : $ 3330,78

30. Pompa Utilitas 10 (PU-10)

Fungsi : Memompa Air dari *Boiling feed Water* ke Boiler

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 4 buah

Kapasitas : 749,3886 gpm

Head : 4,4625 m

Tenaga pompa : 2,7743 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 7660,39

31. Pompa Utilitas 11 (PU-11)

Fungsi : Memompa Air tangki penampung ke bak klorinasi

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 664,4291 gpm

Head : 6,2116 m

Tenaga pompa : 3,4239 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 3330,78

32. Pompa Utilitas 12 (PU-12)

Fungsi : Memompa Air dari *cooling tower* ke *cold basin*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 4 buah

Kapasitas : 709,1244 gpm

Head : 4,7108 m

Tenaga pompa : 2,7713 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 16986,98

33. Pompa Utilitas 13 (PU-13)

Fungsi : Memompa Air *cold basin* ke alat proses

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction,mixed flow)*

Jumlah : 4 buah

Kapasitas : 710,5455 gpm

Head : 6,2551 m

Tenaga pompa : 3,6798 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 16986,98

34. Pompa Utilitas 14 (PU-14)

Fungsi : Memompa Air dari alat proses ke *hot basin*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 283,6498gpm

Head : 16,8369 m

Tenaga pompa : 3,9620Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 16986,98

35. Pompa Utilitas 15 (PU-15)

Fungsi : Memompa Air dari *hot basin* ke *cooling tower*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 4 buah

Kapasitas : 709,1244 gpm

Head : 4,4166 m

Tenaga pompa : 2,5953 Hp

Tenaga motor : 7,5Hp Standar NEMA

Harga : $ 16986,98

36. Pompa Utilitas 16 (PU-16)

Fungsi : Memompa Air dari bak klorinasi ke bak distribusi

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 48,4368 gpm

Head : 15,8127 m

Tenaga pompa : 0,6354 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : $ 3330,78

37. Pompa Utilitas 17 (PU-17)

Fungsi : Memompa Air untuk *hidrant*

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 2,0182 gpm

Head : 18,9548 m

Tenaga pompa : 0,0106 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 1110,26

38. Pompa Utilitas 18 (PU-18)

Fungsi : Mengalirkan *dowtherm* suhu 160F

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 14,5325 gpm

Head : 2,5324 m

Tenaga pompa : 0,0229 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : $ 1110,26

39. Pompa Utilitas 19 (PU-19)

Fungsi : Mengalirkan *dowtherm* suhu 80F

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 30,8639 gpm

Head : 2,8119 m

Tenaga pompa : 0,0589 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Harga : $ 1110,26

40. Tangki 11 (T-11)

Fungsi : Menyimpan *dowtherm* selama 1 bulan dengan laju 5208,47 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder dengan *flat bottomed* dan *conical roof.*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1atm

- Suhu = 40 °C

Dimensi Tangki

Volume : 6606,491 m^3

Diameter : 92,5426 ft = 28,2070 m

Tinggi : 34,7035 ft = 10,5776 m

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-3 *Grade* C

Harga : $ 4320,9876

41. Tangki Larutan Alum (T-12)

Fungsi : Menyimpan dan menyiapkan larutan alum 5 % selama 24 jam

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

Volume : 5,4910 m^3

Diameter : 2 m

Tinggi : 4 m

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-285 *Grade* C

Pengaduk : *Marine Propeller* dengan 4 *Baffle* dalam Tangki

Harga : $ 4996,17

42. Tangki Soda Abu (T-13)

Fungsi : Menyimpan dan menyiapkan larutan soda abu 5 % selama 24 jam

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

Volume : 1,071 m^3

Diameter : 0,88 m

Tinggi : 1,76 m

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-285 *Grade* C

Pengaduk : *Marine Propeller* dengan 4 *Baffle* dalam Tangki

Harga : $ 4996,17

43. Tangki Larutan NaCl (T-14)

Fungsi : Menyimpan dan menyiapkan larutan NaCl untuk regenerasi *ion exchanger*

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

Volume : 2,26 m^3

Diameter : 1,2 m

Tinggi : 2,4 m

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-285 *Grade* C

Pengaduk : *Marine Propeller* dengan 4 *Baffle* dalam Tangki

Harga : $ 1665,39

44. Tangki Larutan NaOH (T-15)

Fungsi : Menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi resin anion

Jenis : Tangki silinder dengan atap konis dan *flat bottom*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

Volume : 4,3300 m^3

Diameter : 1,8 m

Tinggi : 1,8 m

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-285 *Grade* C

Harga : $ 4441,04

45. Tangki Kaporit (T-16)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% selama 2 minggu

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm
- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

Volume : 7,7410 m^3

Diameter : 2,2 m

Tinggi : 2,4m

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-285 *Grade* C

Pengaduk : *Marine Propeller* dengan 4 *Baffle* dalam Tangki

Harga : $ 2775,65

4.6. Laboratorium

4.6.1. Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangakan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

- Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
- Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

4.6.2. Progran Kerja Laboratorium

1. **Analisa Bahan Baku dan Produk**

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik ini, maka akan dioptimalkan aktifitas laboratorium untuk pengujian mutu. Adapun analisa pada proses pembuatan *Methyl ethyl ketone* meliputi : kemurnian, warna, densitas, viskositas, titik didih, *specific gravity*, dan *impurities*.

2. Analisa Untuk Keperluan Utilitas

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

a. Analisa feed water, yang dianalisa meliputi *Dissolved oxygen*, PH, *hardness*, *total solid*, *suspended solid* serta *oil* dan *organic matter*.

Syarat kualitas *feed water* :

- DO : lebih baik 0 ≤ 0,007 ppm (≤ 0,005 cc/lt)
- PH : ≥ 7
- *Hardness* : 0

  Temporary hardness maksimum : ppm $CaCO_3$
- Total solid : ≤ 200 ppm (0-600 psi), ≤ 10 ppm (600-750 psi)
- *Suspended solid* : 0
- Oil dan organic matter : 0

  - Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan $CaCO_3$ dan silica sebagai SiO_2
  - Air bebas mineral, analisanya sama dengan penukar ion
  - Analisa cooling water, yang dianalisa PH jenuh $CaCO_3$ dan indeks *Langelier*

Syarat kualitas air pada *cooling water* :

- PH jenuh $CaCO_3$: 11,207-0,916 log Ca + log Mg – 0,991 log total alkalinitas + 0,032 log SC_4
- Indeks Langlier : PH jenuh $CaCO_3$ (0,6 – 10)

b. Analisa air umpan boiler, yang dianalisa meliputi alkalinitas total, *sodium phosphate, chloride, PH, oil* dan *organic matter, total solid* serta konsentrasi silika.

c. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi PH, kadar *khlor* dan kekeruhan

d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut, dan kadar Fe

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

   Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (*additive*, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain)

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.6.3 Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

a. *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

b. *Viscosimeter Bath*

Alat untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.

c. *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur spesifik gravity

d. *Thermoline* untuk menentukan titik leleh

4.7. Organisasi Perusahaan

4.7.1. Bentuk Perusahaan

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* ini direncanakan didirikan pada tahun 2010 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

- Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.
- Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
- Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- Effisiensi Manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
- Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.

- Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas antara lain :

- Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang
- Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
- Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
- Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
- Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.7.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah stuktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya

hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem strukstur organisasi perusahaan ada tiga yaitu *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line*/lini dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line*/lini dan staf ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut staf.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat
- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat

- Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.7.3. Tugas dan Wewenang

4.7.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut,para pemegang saham bertugas untuk :

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

4.7.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan , alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas direksi

3. Membantu direksi dalam hal yang penting

4.7.3.3. Dewan Direksi

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

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

4.7.3.4. *Staff* Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang hukum

4.7.3.5. Kepala Bagian

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

sebagai staff direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi pengendalian
- Seksi Laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

c. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

d. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagaian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

e. Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktu Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

4.7.3.6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekrjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masimg-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

a. Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Seksi Proses :

Tugas seksi proses antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi dan
- Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

b. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Seksi Pengendalian :

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi).

c. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

Seksi Laboratorium :

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi,
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

d. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

Seksi Pemeliharaan :

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

e. Kepala Seksi Utilitas

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Seksi Utilitas :

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

f. Kepala Seksi Penelitian

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

Seksi Penelitian :

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

g. Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal pengembangan produksi.

Seksi Pengembangan :

Tugas seksi Pengembangan antara lain :

- Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi

h. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Seksi Administrasi :

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

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

i. Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

Seksi Keuangan :

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

j. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Seksi Penjualan :

Tugas seksi Penjualan antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

k. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Seksi Pembelian :

Tugas seksi pembelian antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

l. Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Seksi personalia :.

Tugas seksi Personalia antara lain :

- Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- Membina tenaga kerja dan menciptakana suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya

4.7.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik *Methyl Ethyl Ketone* ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

1). Karyawan Tetap

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

2). Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3). Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

4.7.5.1. Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Jum'at : 08.00 – 16.30 WIB.
- Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- Coffee Break I : 09.45 – 10.00 WIB.
- Coffee Break II : 14.45 – 15.00 WIB.
- Sabtu : 08.00 – 13.30 WIB.
- Istirahat Sabtu : 12.00 – 12.30 WIB.

4.7.5.2. Jadwal Shift

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 24.00 – 08.00 WIB.
- Shift II : 08.00 – 16.00 WIB.
- Shift III : 16.00 – 24.00 WIB.

Setelah dua hari masuk shift II, dua hari shift III, dan dua hari shift I, maka karyawan shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja shift, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

4.7.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.7.6.1. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.15. Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
6.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
7.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10.	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11.	Operator	STM/SMU/Sederajat
12.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13.	Staff	Sarjana Muda / D III
13.	Medis	Dokter

14.	Paramedis	Perawat
15.	Lain-lain	SD/SMP/Sederjat

4.7.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.16. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala Bagian Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Produksi	1
11.	Kepala Bagian R & D	1
12.	Kepala Seksi Personalia	1
13.	Kepala Seksi Humas	1
14.	Kepala Seksi Keamanan	1
15.	Kepala Seksi Pembelian	1
16.	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Administrasi	1
18	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19.	Kepala Seksi Proses	1
20.	Kepala Seksi Pengendalian	1

21.	Kepala Seksi Laboratorium	1
22	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23.	Kepala Seksi Utilitas	1
24.	Kepala Seksi Pengembangan	1
25.	Kepala Seksi Penelitian	1
26.	Karyawan Personalia	4
27.	Karyawan Humas	3
28.	Karyawan Keamanan	9
29.	Karyawan Pembelian	4
30.	Karyawan Pemasaran	4
31.	Karyawan Administrasi	3
32.	Karyawan Kas/Anggaran	3
33.	Karyawan Proses	32
34.	Karyawan Pengendalian	4
35.	Karyawan Laboratorium	6
36.	Karyawan Pemeliharaan	4
37.	Karyawan Utilitas	10
38.	Karyawan KKK	3
39.	Karyawan Litbang	4
40.	KaryawanPemadam Kebakaran	4
41.	Medis	1
42.	Paramedis	3
43.	Sopir	3
44.	Cleaning Service	8
	Total	139

4.7.6.3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

1. Gaji Bulanan

   Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

   Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

   Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Penggolongan Gaji Berdasarkan Jabatan

Tabel 4.17. Perincian golongan dan gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp. 20.000.000,00
2	Direktur	Rp. 15.000.000,00
3	Staff Ahli	Rp. 5.000.000,00
4	Kepala Bagian	Rp. 8.000.000,00
5	Kepala Seksi	Rp. 4.500.000,00
6	Sekretaris	Rp. 1.800.000,00
7	Dokter	Rp. 4.000.000,00
8	Paramedis	Rp. 1.500.000,00
9	Karyawan	Rp. 1.500.000,00
10	Satpam	Rp. 1.200.000,00
11	Sopir	Rp. 900.000,00
12	*Cleaning service*	Rp. 500.000,00

4.7.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

1. *Salary*
   a. *Salary*/bulan
   b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*
   c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
   d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
   e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan
   a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
   b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary.*
      - 1,5 % tanggungan perusahaan
      - 2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
   a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
   b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
4. Perumahan

   Untuk staff disediakan mess
5. Rekreasi dan olahraga

a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan

b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis

6. Kenaikan gaji dan promosi

a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.

b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.

7. Hak cuti dan ijin

a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)

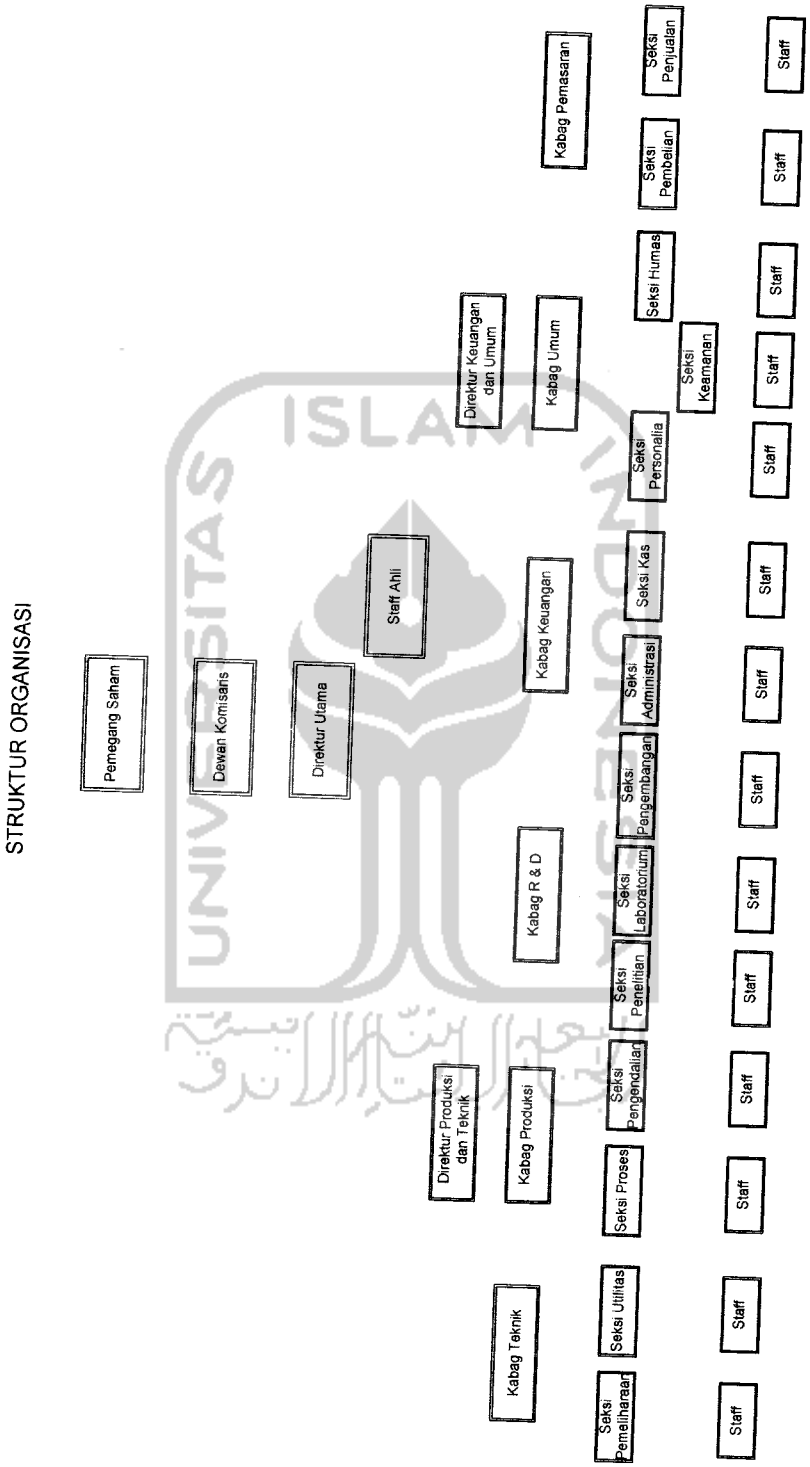
b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.

8. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stell.

4.7.8. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dana pengendalian produksi adalah mengusahakan akan diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.



Gambar 4.6. Struktur Organisasi Perusahaan

4.8. EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik *Methyl Ethyl Ketone* ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
   a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
   b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (Production Investment) yang terdiri atas:
   a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
   b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

4.8.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses sealu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat seakrang adalah:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$ (Aries & Newton P.16, 1955)

Dalam hubungan ini:

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

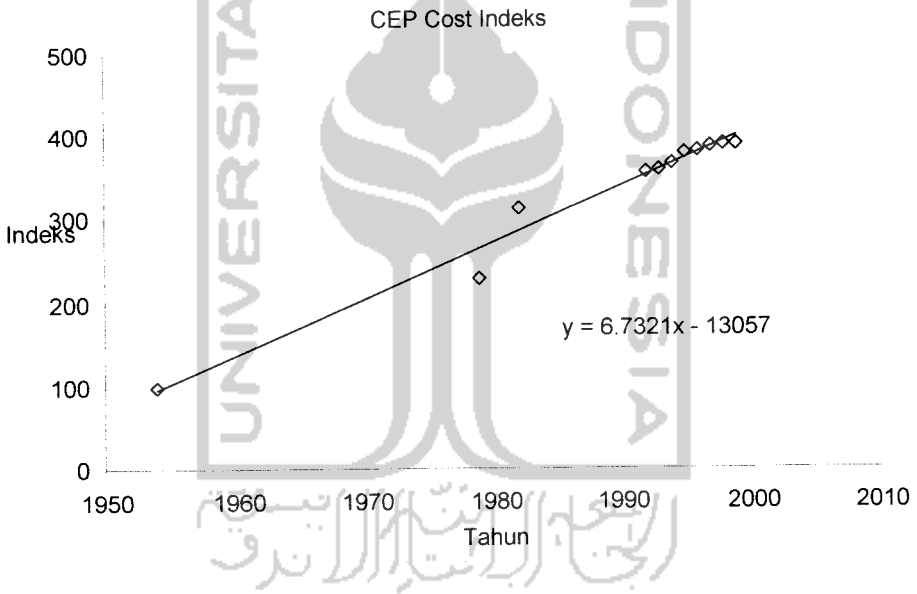
Ny = nilai indeks tahun Y

Table 4.18. Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Index)
1954	1	324
1679	2	343
1982	3	355
1992	**4**	**356**
1993	5	361,3
1994	6	358,2
1995	7	359,2

1996	8	368,1
1997	9	381,1
1998	10	381,7
1999	11	386,5
2003	12	389,5
2010	13	390.6

(Sumber: www.mathce.com, Desember 2006)



Gambar 4.7. Grafik index harga

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$Eb = Ea\left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{x}$$

4.8.3. Perhitungan Biaya

4.8.3.1. *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital investment* meliputi:

a. *Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
b. *Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.8.3.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct, indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

a. *Direct Cost* adalah adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

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

4.8.5. Hasil Perhitungan

4.8.5.1. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

A. *Modal Tetap (Fixed Capital Investment)*

Tabel 4.19 *Fixed Capital Investment*

No	*Type of Capital Investment*	US $	Rupiah (Rp)
1	*Delivered Equipment*	3,993,717,340.38	-
2	*Equipment Instalation*	487.216,44	4.872.164.399,36
3	*Piping*	1.529.324,32	15.293.243.195,42
4	*Instrumentation*	337.717,10	3.377.171.003,43
5	*Insulation*	110.240,57	1.102.405.685,21
6	*Electrical*	216.739,69	2.167.396.897,88
7	*Buildings*	-	13.731.250.000,00
8	*Land and Yard Improvement*	-	13.681.250.000,00
9	*Utilities*	313.435,49	3.134.354.939,19
	Pysical Plant Cost	**8.590.422,16**	**39.518.340.914,71**
10	*Engineering and Construction*	1.718.084,43	7.903.668.182,94
	Direct Plant Cost	**10.308.506,59**	**47.422.009.097,66**
11	*Contractor's Fee*	515.425,33	2.371.100.454,88
12	*Contingency*	1.546.275,99	7.113.301.364,65
	Fixed Capital	**12.370.207,91**	**56.906.410.917,19**

B. *General Expense*

Tabel 4.22. *General Expense*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	*Administration*	14.726.631.246,03
2	*Sales*	29.453.262.492,06
3	*Research*	14.726.631.246,03
4	*Finance*	4506321405,91
	General expense	**63.412.846.390,03**

Sehingga *Total General Expense* :

= Rp. 63.412.846.390,03

Total Biaya Produksi = TMC + GE

= Rp 672.245.439.128,50

4.8.5.3. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp. 736.331.562.301,59

Total Biaya Produksi = Rp. 672.245.439.128,50

Pajak keuntungan sebesar 50%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 64.086.123.173,09

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 32.043.061.586,54

4.8.5.4. Analisa Kelayakan

1. ***Persent Return of Investment*** **(ROI)**

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr}\,ofit}{FCI} \text{ x } 100\%$$

- ROI sebelum Pajak = 35,48 %
- ROI setelah Pajak = 17,47 %

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

$$\text{POT} = \frac{FCI}{Keuntungan + Depresiasi} \text{ x } 100\%$$

- POT sebelum Pajak = 2,20 tahun
- POT setelah Pajak = 3,60 tahun

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

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 23.479.103.703,36

Variabel Cost (Va) = Rp. 544.289.546.870,34

Regulated Cost (Ra) = Rp. 103.472.688.554,80

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 736.331.562.301,59

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

BEP = 45,58 %

4. ***Shut Down Point*** **(SDP)**

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

SDP = 25,95 %

5. ***Discounted Cash Flow*** **(DCF)**

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 180.608.490.025,88

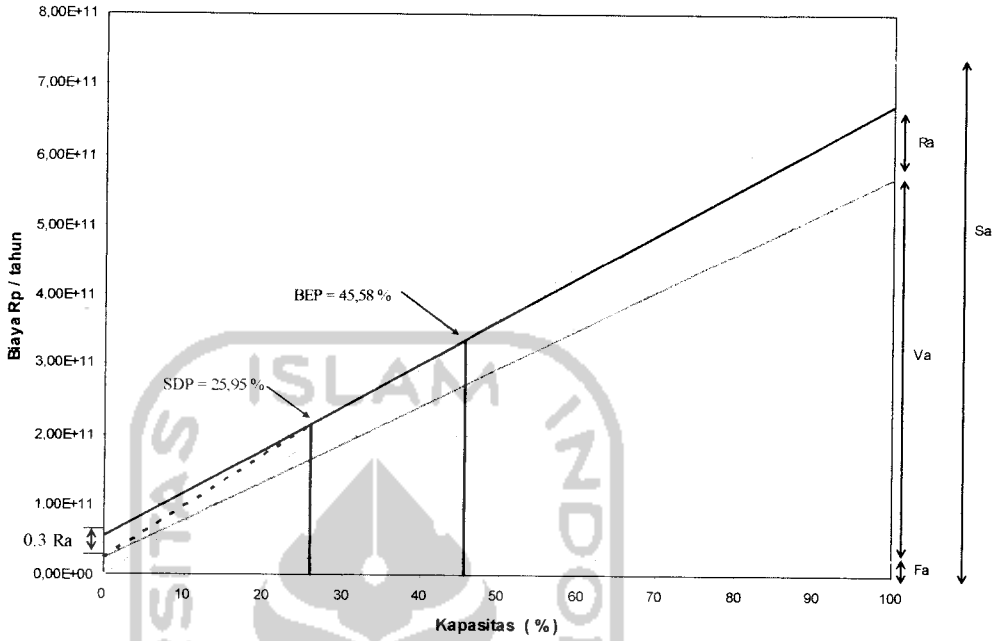
Working Capital (WC) = Rp. 135.011.825.282,43

Cash Flow (CF) = Rp. 113.516.756.979,16

Salvage Value (SV) = Rp. 18.060.849.002,59

DCFR = 35 %

Bunga Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 18 % %



Gambar 4.8. Nilai BEP dan SDP

Dimana:

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari.

Ca = Kapasitas alat A.

Cb = Kapasitas alat B.

x = Eksponen.

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhause 2th edition, halaman 170

4.8.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 20.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2010
Kurs mata uang	= 1 US$ = Rp 9300 (KR, 20 Desember 2006)

4.8.3.3. *General Expense*

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost.*

4.8.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

4.8.4.1. Percent Return of Investment (ROI)

Return of Investment adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr}\,ofit}{FCI} \text{ x } 100\%$$

FCI = *Fixed Capital Investment*

4.8.4.2. *Pay Out Time* (POT)

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

4.8.4.3. *Discounted Cash Flow of Return* (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yng tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

4.8.4.4. *Break Even Point* (BEP)

Break even point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi diatasnya.

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

Dengan:

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variabel Expense*

Sa = *Annual Sales Value Expense*

4.8.4.5. *Shut Down Point* (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

Kurs mata uang : $ 1 = Rp. 9300,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= ($12.370.207,91 x Rp. 9300 / $ 1) + Rp. 56.906.410.917,19

= Rp. 180.608.490.025,88

B. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.20. *Working Capital*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	*Raw Material Inventory*	15.650.332.563
2	*In Process Inventory*	922.473.625
3	*Product Inventory*	6.342.006.174
4	*Extended Credit*	61.360.963.525
5	*Available Cash*	50.736.049.395
	Total *Working Capital*	135.011.825.282

Sehingga *Total Working Capital* :

= Rp. 135.011.825.282

4.8.5.2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

A. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.21. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	*Raw Materials*	172.153.658.189,71
2	*Labor Cost*	4.016.400.000,00
3	*Supervision*	401.640.000,00
4	*Maitenance*	28.897.358.404,14
5	*Plant Supplies*	4334603760,62
6	*Royalties and Patents*	7363315623,02
7	*Utilities*	254.322.838.712,38
	Direct Manufacturing Cost	**471.489.814.689,87**
1	*Payroll and Overhead*	1.004.100.000,00
2	*Laboratory*	401.640.000,00
3	*Plant Overhead*	2.008.200.000,00
4	*Packaging ang Shipping*	110.449.734.345,24
	Indirect Manufacturing Cost	**113.863.674.345,24**
1	*Depreciation*	18.060.849.002,59
2	*Property Taxes*	3.612.169.800,52
3	*Insurance*	1.806.084.900,26
	Fixed Manufacturing Cost	**23.479.103.703,36**
	Total Manufacturing Cost	**608.832.592.738,47**

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

= Rp. 608.832.592.738,47

B. *General Expense*

Tabel 4.22. *General Expense*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	*Administration*	14.726.631.246,03
2	*Sales*	29.453.262.492,06
3	*Research*	14.726.631.246,03
4	*Finance*	4506321405,91
	General expense	**63.412.846.390,03**

Sehingga *Total General Expense* :

= Rp. 63.412.846.390,03

Total Biaya Produksi = TMC + GE

= Rp 672.245.439.128,50

4.8.5.3. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp. 736.331.562.301,59

Total Biaya Produksi = Rp. 672.245.439.128,50

Pajak keuntungan sebesar 50%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 64.086.123.173,09

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 32.043.061.586,54

4.8.5.4. Analisa Kelayakan

1. ***Persent Return of Investment*** **(ROI)**

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr}\,ofit}{FCI} \text{ x } 100\%$$

- ROI sebelum Pajak = 35,48 %
- ROI setelah Pajak = 17,47 %

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

$$\text{POT} = \frac{FCI}{Keuntungan + Depresiasi} \text{ x } 100\%$$

- POT sebelum Pajak = 2,20 tahun
- POT setelah Pajak = 3,60 tahun

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

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 23.479.103.703,36

Variabel Cost (Va) = Rp. 544.289.546.870,34

Regulated Cost (Ra) = Rp. 103.472.688.554,80

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 736.331.562.301,59

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

BEP = 45,58 %

4. ***Shut Down Point*** **(SDP)**

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

SDP = 25,95 %

5. ***Discounted Cash Flow*** **(DCF)**

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 180.608.490.025,88

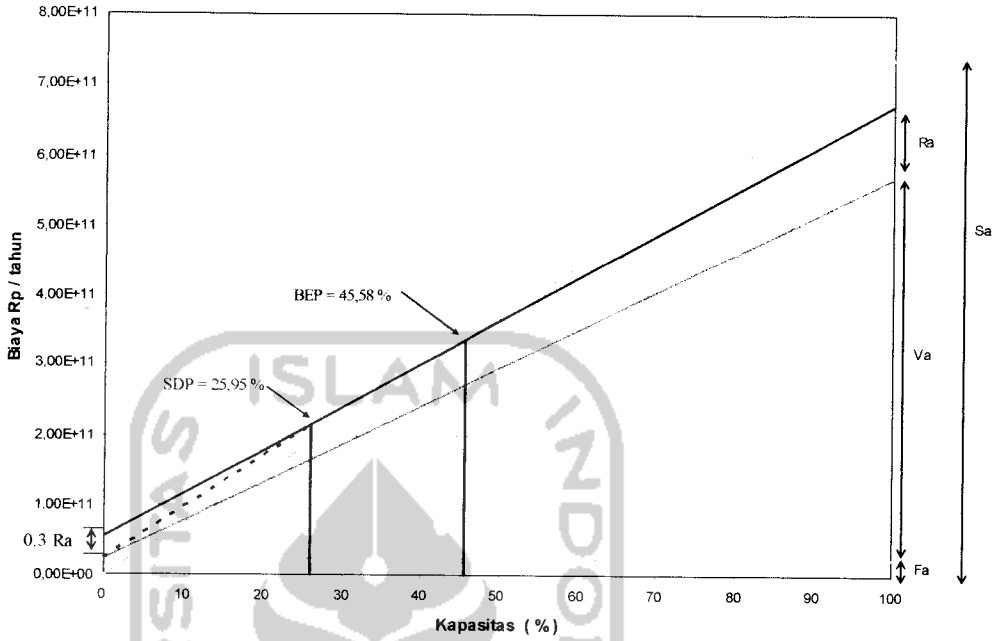
Working Capital (WC) = Rp. 135.011.825.282,43

Cash Flow (CF) = Rp. 113.516.756.979,16

Salvage Value (SV) = Rp. 18.060.849.002,59

DCFR = 35 %

Bunga Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 18 % %



Gambar 4.8. Nilai BEP dan SDP

BAB V

PENUTUP

Pabrik *Methyl Ethyl Ketone* (MEK) dari *Secondary Butanol* ini digolongkan pabrik beresiko rendah karena dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi rendah (kondisi atmosferis), bahan baku dan produk tidak beracun dan tidak *flammable*. Hasil evaluasi ekonomi pabrik *Methyl Ethyl Ketone* (MEK) pada kapasitas 20.000 ton/tahun ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 5.1 Hasil evaluasi ekonomi

Parameter kelayakan	Hasil hitungan	Standart Kelayakan
Keuntungan (sebelum pajak)	Rp. 64.086.123.173,09	
Keuntungan (setelah pajak)	Rp. 32.043.061.586,54	
ROI (sebelum pajak)	35,48 %	Minimum 11% (Aries Newton,1954)
ROI (setelah pajak)	17,47 %	
POT (sebelum pajak)	2,20 tahun	Maksimum 4 tahun
POT (setelah pajak)	3,60 tahun	
BEP	45,58 %	40% - 60%
SDP	25,95 %	< BEP
DCFR	35 %	> bunga Bank (1,5 kali bunga bank)

Dari hasil analisa ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik *Methyl Ethyl Ketone* dari *Secondary Butanol* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini menarik untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

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

Austin, D.G., Jeffrey,G.V., 1985, *"The Manufacture of Methyl Ethyl Ketone from Secondary Buthyl Alcohol (A Worked Solution to a problem in Chemical Engineering Design)"*, The Institution of Chemical Engineers, George Godwin Ltd, London.

Austin, G.T., 1984, *Shreve's Chemical Process Industries*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Biro Pusat Statistik, 2004, "Statistik Perdagangan Luar Negeri".Jakarta

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

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

Chopey, N.P., 1984, *Handbook of Chemical Engineering Calculations*, 2nd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., Singapore

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

Evans, F.L., *"Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical plants"*, 2yh ed, Gilf publishing Company Book Divisio, Houston, 1980.

Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York

Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, C.W., Maus, L., Andersen, L.B., 1959, *Principles of Unit Operations*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York

Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York

Holman, J.., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

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

Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York

Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York

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

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

Mc.Ketta. J.J., *"Encyclopedia of Chemical Processing and Design"*, John Willey and Sons Inc., New York, 1981.

Peters, M.S and Timmerhaus, K.D., 1981, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3 rd ed, Mc Graw Hill book Co, New York

Perry, R.H., and Green, D.W., 194, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Powel, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, 4 th ed, Mc Graw Hill Book Co, New York

Rase, F.H., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plants*, John Wiley and Sons, Inc., New York

Reid, R.C., Prausnitz, J.M and Poling, B.E, 1987, *The Properties of Gases and Liquids*, 4 th ed, Mc Graw Hill Book Co, New York

R.K.Sinnot, *"An Introduction to Chemical Engineering Design"*, Pergamon Press, 1983

Ryan, W.J., 1949, *Water Treatment and Purification*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Schwietzer, P.A., 1979, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, Mc Graw Hill Book co., Inc., New York

Sularso dan Tahara, H., 1985, *Pompa dan Kompressor*, PT. Pradnya Paramita, Jakarta

Tryball, R.E,1981, *Mass Transfer Operations*, 3 rd ed, Mc Graw Hill Book Co, Singapore

" *Ullman's Encyclopedia of industrial Chemistry*", 1985, vol A4, VCH, Germany. (2-Butanone, p.475-481).

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

Warnijati, S., 1988, *Perpindahan Panas*, bagian I & II, Fakultas Teknik, Universitas Gadjah Mada, Yogyakarta

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

REAKTOR

Tugas : Tempat berlangsungnya dehidrogenasi Sekunder Butil Alcohol (C_4H_9OH) menjadi Methyl Ethyl Keton (C_4H_8O) dan gas Hidrogen (H_2) dengan bantuan Katalisator Zink Oxide – Brass.

Jenis : Fixed Bed

Kondisi Operasi Reaktor

[Coulson, J.M., 1983, vol. 6, p. 802 ; Doraiswamy, L.K., 1984, vol. 1, p. 4]

Tekanan , P : 2,4 atm

Suhu , T : 400 °C – 500 °C

Konversi sekunder Butyl Alkohol (x SBA) =90%

Proses : Adiabatis

Reaksi kimia yang terjadi :

Reaksi dehydrogenasi Sekunder Butyl Alkohol (C_4H_9OH) menjadi Methyl Ethyl Keton (C_4H_8O) dan gas Hidrogen (H_2) dapat dituliskan dengan :

$$C_4H_9OH \xrightarrow[\text{ZnO - Brass}]{} C_4H_8O + H_2 \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (1)$$

dalam bentuk simbol persamaan reaksi diatas :

$$A \xrightarrow[\text{ZnO - Brass}]{} B + C \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (2)$$

dengan : A = C_4H_9OH

B = C_4H_8O

C = H_2

Kinetika Reaksi

Kecepatan reaksi dehydrogenasi Sekunder Butyl Alkohol (C_4H_9OH) menjadi Methyl Ethyl Keton (C_4H_8O) dan gas Hidrogen (H_2) dengan bantuan katalisator zinc oxide brasss (kuningan) dinyatakan dengan persamaan :

[Coulson , J . M.,1983 , vol . 6 , p. 802]

$$-r_A = \frac{C.(P_A - P_B \cdot P_C / K_C)}{P_B \cdot (1 + K_A \cdot P_A + K_{AK} \cdot P_A / P_B)} \quad \text{.....(3)}$$

$$\log C = 8{,}464 - \frac{5964}{T} \quad \text{.....(4)}$$

$$\log Kc = -\frac{2790}{T} + 1{,}510.\log T + 1{,}871 \quad \text{.....(5)}$$

$$\log K_A = 5{,}231 - \frac{3425}{T} \quad \text{.....(6)}$$

$$\log K_{AK} = \frac{486}{T} - 0{,}1968 \quad \text{.....(7)}$$

Dengan :

$-r_A$ = kecepatan pengurangan Sekunder Butyl Alkohol , (kgmol / j.m^2)

C = konstanta, (kgmol / j.m^2)

K_c = konstanta kesetimbangan reaksi ,(atm)

K_A = konstanta , (atm^{-1})

K_{Ak} = konstanta (tak berdimensi)

T = suhu gas

P_A, P_B, P_C = tekanan parsial Sekunder Butyl Alkohol, Methyl Ethyl Keton dan Hydrogen, (atm)

Menyusun Persamaan Differensial

Untuk menyusun persamaan differensial ditinjau suatu elemen volume dari reactor sebesar :

$$\Delta V = \left[\frac{\pi \cdot IDr^2}{4}\right] \cdot \Delta z$$

Volume katalisator pada elemen volume reactor :

$$\Delta Vk = \left[\frac{\pi \cdot IDr^2}{4}\right] \cdot (1-\varepsilon) \cdot \Delta z \text{ , luas sebuah butir katalis}$$

$$Ab = \pi \, . \, Dp^2$$

Luas katalis total :

$$A = \frac{d\,Vk}{Vb} \cdot Ab$$

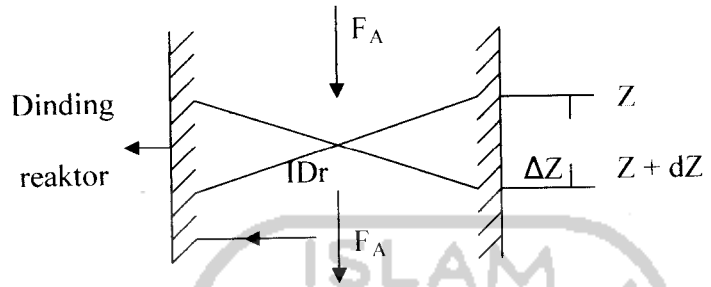
$$= \frac{d\,Vk}{\pi \cdot Dp^2 / 6} \cdot \pi \cdot Dp^2$$

$$= \frac{6 \cdot dVk}{Dp}$$

$$= 6\left[\frac{\pi \cdot IDr^2}{4 \cdot Dp} \cdot\right] \cdot (1-\varepsilon) \cdot \Delta z \qquad \text{.....(8)}$$

Neraca Massa

Untuk menyusun neraca massa secara differensial didasarkan atas Sekunder Butyl Alkohol yang masuk dan keluar elemen volume reactor.



Asumsi : - aliran gas melalui bed (tumpukan katalis) adalah plug flow.

- difusi gas arah axial maupun radial diabaikan.
- tidak ada back mixing dari gas.
- system dalam keadaan steady state.

[Rate of mass in] – [Rate of mass out] – [Rate of reaction] = [Rate of accumulation]

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (r_A)\cdot 6\cdot\left[\frac{\pi . IDr^2}{4 . Dp}\right]\cdot(1-\varepsilon)\cdot\Delta z = 0$$

$$\frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta z} - (-rA)\cdot 6\left[\frac{\pi\cdot IDr^2}{4\cdot Dp}\right]\cdot(1-\varepsilon)$$

$$\lim \Delta z \to 0$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r_A)\cdot 6\cdot\left[\frac{\pi\cdot IDr^2}{4\cdot Dp}\right]\cdot(1-\varepsilon) \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (9)$$

Untuk konversi Secunder Buthyl Alcohol sebesar X_A maka:

$$dF_A = d\,(F_{Ao} . (1 - X_A))$$

$$= - F_{Ao} . dX_A \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (10)$$

Asumsi :

- Aliran gas melalui bed katalisator adalah plug flow
- Tidak ada beda suhu arah radial
- Tidak ada back mixing dari gas
- Sistem dalam keadaan steady state

[Rate of heat in] – [Rate of heat out] + [Rate of reaction] = [Rate of accumulation]

$$\Sigma Fi \cdot Cpi \cdot (T - T_R)\big|_z - \Sigma Fi \cdot Cpi \cdot (T - T_R)\big|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot 6 \cdot \left[\frac{\pi \cdot IDr^2}{4 \cdot Dp}\right] \cdot (1-\varepsilon) \cdot (-\Delta H_R) \cdot \Delta z = 0$$

$$\frac{\Sigma Fi.Cpi(T - T_R)\big|_{z+\Delta z} - \Sigma Fi.Cpi.(T - T_R)\big|_z}{\Delta z} = (-r_A) \cdot 6 \cdot \left[\frac{\pi \cdot IDr^2}{4 \cdot Dp}\right] \cdot (1-\varepsilon) \cdot (\Delta H_R)$$

$$\lim \Delta z \to 0$$

$$\sum Fi \cdot Cpi \cdot \frac{dT}{dZ} = (-r_A) \cdot 6 \cdot \left[\frac{\pi \cdot IDr^2}{4 \cdot Dp}\right] \cdot (1 - \varepsilon \cdot (\Delta H_R))$$

$$\frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot 6 \cdot \left[\frac{\pi \cdot IDr^2}{4 \cdot Dp}\right] \cdot (1-\varepsilon) \cdot \frac{(-\Delta H_R)}{\Sigma Fi \cdot Cpi} \qquad \text{.....(12)}$$

Persamaan (12) digunakan untuk menghitung suhu gas sepanjang reactor.

Dengan :

H_R = enthalpy reaksi pada sembarang suhu, kcal/kgmol.

Fi = kecepatan aliran molal komponen i,kgmol/j.

Cpi = molal heat capacity komponen i, kcal/kgmol.K

T_R = suhu referensi, K

Pressure Drop

Pressure drop gas melalui tumpukan butir katalisator (bed katalisator) dihitung dengan persamaan Ergun [pers. 3-15, Leva, M., 1959, p. 53]

$$\frac{dP}{dz} = \frac{Gt}{\rho gas.Dp.gc} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^2} \cdot \left[\frac{150.(1-\varepsilon)\mu gas}{Dp} + 1{,}75.Gt \right]. \quad \ldots\ldots\ldots\ldots(13)$$

Dengan :

Gt = superficial velocity gas melalui reactor, $kg/j.m^2$

ρgas = densitas gas, kg/m^3

μgas = viscositas, kg/j.m

gc = faktor konversi kecepatan gravitasi

Pada persamaan (13) satuan tekanan dinyatakan dengan $kg/j.m^2$ untuk mengubah dalam atm maka dikalikan dengan :

$$\frac{1}{1{,}313172.10^{12}\ kg/j.m^2}$$

Panas Reaksi

Karena panas reaksi dihasilkan tiap saat berubah-ubah maka panas reaksi dihitung secara differensial .

$$\Delta Q_R = (-r_A).6.\left[\frac{\pi . IDr^2}{4.Dp}\right].(1-\varepsilon).(-\Delta H_R).\Delta z$$

$$\frac{\Delta Q_R}{\Delta z} = (-r_A).6.\left[\frac{\pi . IDr^2}{4.Dp}\right].(1-\varepsilon).(-\Delta H_R)$$

$\lim \Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dQ_R}{dz} = (-r_A).6.\left[\frac{\pi . IDr^2}{4.Dp}\right].(1-\varepsilon).(-\Delta H_R) \qquad \text{.....(14)}$$

Persamaan (14) digunakan untuk menghitung panas reaksi yang dihasilkan setiap saat .

Dengan :

Q_R = panas reaksi dihasilkan, kcal/j

Komposisi Umpan Masuk Reaktor

Dari perhitungan neraca massa , umpan masuk reactor pada tekanan P = 2 atm dan suhu T = 500°C dengan komposisi :

Komposisi	M, (kg/jam)
C_4H_8O	0
C_4H_9OH	2927,60331200
O_2	59,74700637

Data-data komponen dari Coulson , J . M . , 1983 Appendix – D

Komponen	Bm, (kg/kgmol)	Tc, (K)	Pc, (atm)
H_2	2,016	33,2	13
H_2O	18,015	647,3	220,5
C_4H_8O	72,107	535,6	41,5
C_4H_9OH	74,123	536	41,9

Neraca Massa Komponen

Dari persamaan reaksi (2) untuk konversi sekunder Butyl Alkohol sebesar X_A banyaknya komponen setiap saat adalah :

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

$$F_B = F_{Bo} + F_{Ao} . X_A$$

$$F_C = F_{Co} + F_{Ao} . X_A$$

Dengan :

F_A, F_B, F_C = kecepatan aliran molal Sekunder Butyl Alkohol, Methyl Ehtyl Keton dan Hydrogen setiap saat, kgmol/j.

F_{Ao}, F_{Bo}, F_{Co} = kecepatan aliran molal Sekunder Butyl Alkohol, Methyl Ehtyl Keton dan Hydrogen mula-mula, kgmol/j.

X_A = konversi sekunder Butyl Alkohol.

Kgmol dan Fraksi Mole Komponen

Jumlah kgmol komponen setiap saat dalam reaktor dihitung dengan persamaan :

$$F_T = \sum Fi$$

Fraksi mole komponen :

$$\gamma \text{ i} = \frac{Fi}{F_T}$$

Dengan :

F_T = kecepatan aliran molal total, kgmol/j

Fi = kecepatan aliran molal komponen i, kgmol/j

γ i = fraksi mole komponen i, dalam reaktor

Berat Molekul Campuran dan Tekanan Parsial Komponen

Berat molekul campuran gas dihitung dengan :

$$BM_R = \sum \gamma i . BMi$$

Tekanan parsial komponen i :

$$Pi = \gamma \text{ i} . P$$

Dengan :

BM_R = berat molekul campuran gas, kg/kgmol

BMi = berat molekul komponen i, kg/kgmol

Pi = tekanan komponen i, atm

P = tekanan total gas dalam reaktor, atm

Rg = konstanta gas ideal, m^3.atm/kgmol.K

= 0,082057

T = Suhu gas dalam reaktor, K

Densitas Campuran Gas

Densitas campuran gas dihitung dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{P.BM_R}{Rg.T}$$

Dengan : ρ_g = densitas campuran gas, kg/m^3

Molal Heat Capacity Komponen

Dari Coulson, J.M., 1983 Appendix–D molal capacity komponen i dihitung dengan persamaan :

$$Cpi = CpA + CpB.T + CpC.T^2 + CpD.T^3$$

Dengan :

Cpi = molal heat capacity komponen i, kcal/kgmol.K

T = suhu gas dalam reaktor, K

CpA, CpB, CpC, CpD = konstanta pada molal heat capacity

Komponen	CpA	CpB	CpC	CpD
H_2	6,48299	$2,2148 . 10^{-3}$	$-3,29607 . 10^{-6}$	$1,8259 . 10^{-9}$
H_2O	7,7011	$4,593 . 10^{-4}$	$2,5198 . 10^{-6}$	$8,5889 . 10^{-10}$
C_4H_8O	2,6139	$8,5005 . 10^{-2}$	$-4,53807 . 10^{-5}$	$9,36037 . 10^{-5}$
C_4H_9OH	1,3741	0,10139	$-5,5603 . 10^{-5}$	$1,14001 . 10^{-8}$

Viskositas Komponen

Viskositas komponen i pada fase gas dihitung dengan persamaan 3-81 Perry, R. H ., 1984.

$$\mu i = \left[\frac{4{,}610.Tr^{0.618} - 2{,}04\,.e^{-0.449\,Tri} + 1{,}94\,.e^{-4.058\,Tri} + 0{,}1}{Tci^{1/6}\,.BM^{-1/2}\,.Pc^{-2/3}} \right].$$

Pada persamaan diatas viskositas komponen i mempunyai satuan 10^{-6} centipoise. Untuk mengubah satuan viskositas menjadi kg/j.m maka dikalikan dengan $3{,}6.10^{-4}$ kg/j.m

Viskositas Campuran Gas

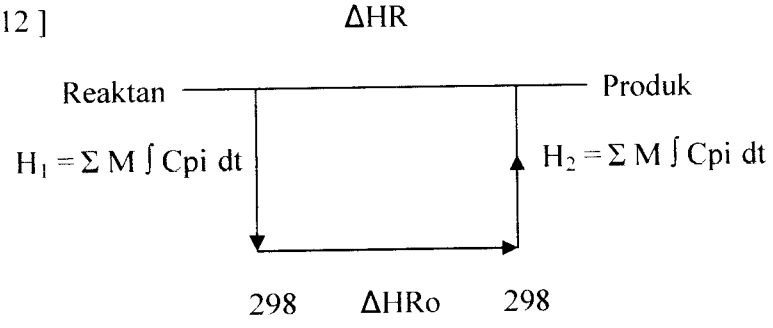
Viskositas campuran gas dihitung dengan persamaan :

$$\mu\, gas = \frac{\Sigma \mu i\,.\gamma i\,.BM^{1/2}}{\Sigma \gamma i\,.BM^{1/2}}$$

Dengan : μgas = viskositas campuran gas, kg/j.m

Enthalpi Reaksi

Enthalpi pada sembarang suhu dihitung dengan persamaan [Smith, J.M., 1981, p .12]



$$Cpi = CpA + CpB.T + CpC.T^2 + CpD.T^3$$

Maka persamaan menjadi :

$$Qin = \sum Foi \cdot \int_{298}^{T0} \left(Cp\,A + Cp\,B.T + Cp\,C.T^2 + Cp\,D.T^3\right).dT$$

$$Qin = \sum Foi \cdot \left(Cp\,A.T + \frac{Cp\,B.T^2}{2} + \frac{CpC.T^3}{3} + \frac{Cp\,D.T^4}{4} \right) \Big|_{298}^{T0}$$

Dengan :

Qin = panas masuk dibawa umpan, kcal/j

Foi = kecepatan aliran molal komponen I mula-mula, kgmol/j

T_0 = suhu gas masuk reaktor, K

Panas Hasil Reaksi

Panas hasil reaksi dihitung dengan persamaan :

$$Q_R = FA_0 \cdot X_A \cdot (-\Delta H_R)$$

Dengan :

Q_R = panas hasil reaksi, kcal/j

F_{Ao} = kecepatan aliran molal sekunder Buthyl Alkohol mula-mula, kgmol/j

X_A = konversi Sekunder Buthyl Alkohol

ΔH_R = enthalpy reaksi, kcal/kgmol SBA

Panas Dibawa Produk Keluar

Panas dibawa produk keluar reaktor dihitung dengan persamaan :

$$Qout = \sum Fi \cdot \int_{298}^{T} Cpi \, dT$$

Jika molal heat capacity komponen dinyatakan dengan persamaan :

$$Cpi = CpA + CpB \cdot T + CpC \cdot T^2 + CpD \cdot T^3$$

Maka persamaan diatas menjadi :

$$Qout = \sum Fi \cdot \int_{298}^{T} \left(CpA + CpB.T + CpC.T^2 + CpD.T^3 \right) dT$$

$$Qout = \sum Fi \cdot \left(Cp\,A.T + \frac{CpB.T^2}{2} + \frac{CpC.T^3}{3} + \frac{CpD.T^4}{4} \right) \Big|_{298}^{T}$$

Dengan :

Qout =panas keluar dibawa produk, kcal/j

Fi =kecepatan aliran molal komponen i keluar, kgmol/j

T =suhu gas keluar reaktor, K

Katalisator

Sebagai katalisator digunakan campuran zinc oxide brass(ZnO – Cu, Zn) dengan spesifikasi :

[Smith , J . M . , 1981 , p . 335 ; Perry , R . H . 1984 , p . 3-95]

Nama katalisator = zinc oxide–brass

Bentuk = bola

Diameter = ½ inc (0,0127 m)

Densitas = 4800 kg/m^3

Superficial Mass Velocity

Superficial mass velocity gas melalui reaktor dihitung dengan persamaan :

$$Gt = \frac{Mgas}{AR}$$

Dengan :

Gt = superficial mass velocity reaktor, kg/j.m^2

Mgas = kecepatan aliran massa gas total, kg/j

A_R = luas penampang reaktor, m^2

Luas Penampang reaktor

Luas penampang reaktor dihitung dengan :

$$A_R = \frac{\pi . IDr^2}{4}$$

Dengan :

$I D_r$ = inside diameter reaktor , m

Void Fraction Bed Katalisator

Untuk katalisator berbentuk bola dengan normal packing (susunan normal), dari fig.223 Brown, G.G., 1978, p. 214 didapat $\varepsilon = 0{,}38$

Menyediakan Persamaan Differensial

Dari keempat persamaan differensial diatas diselesaikan dengan cara Runge–Kutta 4 titik menggunakan program computer langkah penyelesaian persamaan differensial dengan Runge–Kutta 4 titik adalah sebagai berikut :

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_A).6.\left[\frac{\pi.IDr^2}{4.F_{Ao}.Dp}\right].(1-\varepsilon)$$

$$\frac{dT}{dz} = (-r_A).6.\left[\frac{\pi.IDr^2}{4.Dp}\right].(1-\varepsilon).\frac{(-\Delta H_R)}{\Sigma Fi.Cpi}$$

$$\frac{dP}{dz} = \frac{Gt}{\rho gas.Dp.gc}\frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^2}\left[150.\frac{(1-\varepsilon).\mu gas}{Dp}+1{,}75.Gt\right]$$

$$\frac{dQ_R}{dz} = (-r_A).6.\left[\frac{\pi.IDr^2}{4.Dp}\right].(1-\varepsilon).(-\Delta H_R)$$

Initial Condition

$Z = 0$, $X_A = X_{Ao}$, $T = T_o$, $P = P_0$, $Q_R = Q_{Ro}$

Boundary Condition

$Z = z$, $X_A = X_A$, $T = T$, $P = P$, $Q_R = Q_R$

1. $\left[\frac{dXA}{dz}\right]_0 = F_1(z_o, X_{Ao}, To, Po)$

$\left[\frac{dT}{dz}\right]_0 = F_2(z_o, X_{Ao}, To, Po)$

$\left[\frac{dP}{dz}\right]_0 = F_3(z_o, X_{Ao}, To, Po)$

$\left[\frac{dQ_R}{dz}\right]_0 = F_4(z_o, X_{Ao}, To, Po)$

$$K_1 = \left[\frac{dX_A}{dz}\right]_0 . dz \qquad X_{A1} = X_{Ao} + (K_1 / 2)$$

$$L_1 = \left[-\frac{dT}{dz}\right]_0 . dz \qquad T_1 = To + (L_1 / 2)$$

$$M_1 = \left[-\frac{dP}{dz}\right]_0 . dz \qquad P_1 = Po + (M_1 / 2)$$

$$N_1 = \left[-\frac{dQ_R}{dz}\right]_0 . dz \qquad Q_{R1} = Q_{Ro} + (N_1 / 2)$$

2. $$\left[\frac{dX_A}{dz}\right]_1 = F_1 (z_1 , X_{A1} , T_1 , P_1)$$

$$\left[\frac{dT}{dz}\right]_1 = F_2 (z_1 , X_{A1} , T_1 , P_1)$$

$$\left[\frac{dP}{dz}\right]_1 = F_3 (z_1 , X_{A1} , T_1 , P_1)$$

$$\left[\frac{dQ_R}{dz}\right]_1 = F_4 (z_1 , X_{A1} , T_1 , P_1)$$

$$K_2 = \left[\frac{dX_A}{dz}\right]_1 . dz \qquad X_{A2} = X_{Ao} + (K_2 / 2)$$

$$L_2 = \left[\frac{dT}{dz}\right]_1 . dz \qquad T_2 = To + (L_2 / 2)$$

$$M_2 = \left[\frac{dP}{dz}\right]_1 . dz \qquad P_2 = Po + (M_2 / 2)$$

$$N_2 = \left[\frac{dQ_R}{dz}\right]_1 . dz \qquad Q_{R2} = Q_{Ro} + (N_2 / 2)$$

DIMENSI REAKTOR

Dari perhitungan menggunakan program komputer diperoleh :

Konversi SBA (2-C_4H_9OH), x = 0,9 bagian

Suhu gas masuk reaktor, To = 500 °C

Suhu gas keluar reaktor, T = 433,1224 °C

Tekanan gas masuk, Po = 2 atm

Tekanan gas keluar, P = 1,904819atm

Diameter reaktor, IDr = 1,5 m

Tinggi bed katalisator, Z = 3,650 m

Menghitung Berat Katalisator

Berat katalisator dihitung dengan persamaan :

$$M_{cat} = \frac{\pi \cdot IDr^2 \cdot Zt(1-Fk)\rho_{cat}}{4}$$

dengan :

M_{cat} = berat katalisator, kg

Zt = Tinggi (tumpukan) bed katalis total, m

IDr = inside diameter reaktor, m

ρ_{cat} = densitas katalisator, kg/m^3

Fk = fraksi ruang kosong bed katalis

$$M_{cat} = \frac{\left(3{,}14 \times 1{,}5^2 \times 3{,}650 \times (1 - 0{,}38) \times 4800\right)}{4}$$

$$= 19185{,}714 \text{ kg}$$

Menghitung Tinggi Reaktor

Dari Appendix-G Rase, H.F., 1997, vol. 1 sebagai inert katalis digunakan ceramic dengan spesifikasi :

Bentuk : bola

Ukuran : ¼, ½, ¾, 1 inch

Bulk density : 87-92 lb/cuft

Dari Rase, H.F., 1997 vol. 1, p. 515 tebal inert katalis bagian atas :

Ukuran 1 inch : 6 inch

Ukuran ¾ inch : 6 inch

tebal inert katalis bagian bawah :

Ukuran ¾ inch : 5 inch

Ukuran ½ inch : 4 inch

Ukuran ¼ inch : 3 inch

Tebal inert katalis total :

$= 12inch + 12inch$

$= 24inch(2ft)$

$= 2 \times \frac{1m}{3{,}28084\, ft}$

$= 0{,}609m$

Tinggi reaktor :

Hr = $Hr = Z_{total} + 2 \cdot (IDr/4)$

= $4{,}2596 + 2 \cdot (1{,}5/4)$

= $5{,}0096m$

Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell, L.E., 1979

$$t = \frac{\rho \cdot r_o}{fall \cdot E + 0{,}4 \cdot P} + C$$

dengan :

t = tebal dinding, inch

P = internal pressure, psia

r_o = jari-jari reaktor, inch

fall = allowable stress bahan, psia

E = joint effisiensi bahan

= 0,85

C = corrosion factor bahan, inch

= 0,125 inch

Dari table 13-1 Brownell, L.E., 1979 dipilih bahan dinding reaktor Carbon Steel SA-283 Grade-B dengan fall = 12500 psia

$$t = \frac{27{,}99312 \times 29{,}52747}{12500 \times 0{,}85 + 0{,}4 \times 27{,}99312} + 0{,}125$$

dipilih tebal plate standard, t = ¼ inch

Menghitung Tebal Head Reaktor

Dipilih bentuk head reaktor adalah ellipsoidal dishead head dengan axis ratio 2:1 (mayor axis : minor axis)

Dari persamaan table-4 Peter, M.S., 1980 untuk ellipsoidal dishead head

$$t = \frac{\rho \cdot IDr}{2 \cdot fall \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C$$

dengan :

IDr = inside diameter reaktor, inch

dipilih bahan reaktor sama dengan bahan dinding reaktor

$$t = \frac{27{,}99312 \times 59{,}05494}{2 \times 12500 \times 0{,}85 + 0{,}2 \times 27{,}99312} + 0{,}125$$

dipilih tebal head standard, t = ¼ inch

Menghitung Pipa Pemasukan Gas

Ukuran pipa pemasukkan gas dihitung dengan persamaan 15 Peter, M.S., 1980

$$ID_{opt} = 3{,}9 \cdot (Q_V)^{0.45} \cdot (\rho_{gas})^{0.13}$$

dengan :

ID_{opt} = inside diameter pipa optimum, inch

Q_V = kecepatan volumetric gas, cuft/det

ρ_{gas} = densitas gas, lb/cuft

densitas gas masuk dihitung dengan persamaan :

$$\rho_{gas} = P_0 \cdot \frac{BM_r}{(R \cdot T_0)}$$

dengan :

P_o = tekanan gas masuk, atm

BM_r = berat molekul rata-rata, kg/kgmol

R = konstanta gas ideal, m^3.atm/kmol.°K

= 0,082057 m^3.atm/kmol.°K

T_o = suhu gas masuk, °K

Berat molekul gas rata-rata dihitung dengan persamaan :

$$BM_r = \sum BM_i \cdot Y_i$$

dengan :

BM_i = berat molekul komponen i, kg/kmol

Y_i = fraksi mole komponen i

BM_r = 69,7743 kg/kmol

data-data gas masuk reaktor :

P_{gas} = 2 atm

T_o = 773 °K

maka :

$$\rho_{gas} = \frac{2 \times 69,7743}{(0,082057 \times 773)}$$

$$= 2,20038874 \ \ kg/m^3$$

$$= 0,1373439 \ \ lb/cuft$$

$$Q_{Vgas} = \frac{7562,731}{2,20039 m^3 / j}$$

$$= 33,71567 \ cuft / \det$$

Jika data-data dimasukkan kedalam persamaan diatas diperoleh :

$$ID_{opt} = 14,6725 \ inch$$

Dari Appendix-K Brownell, L.E., 1979, p. 386 dipilih ukuran pipa :

Normal pipe size, NPs	=	16 inch
Schedule Number, Sch Number	=	40
Inside diameter, ID	=	14,688 inch
Outside diameter, OD	=	16 inch
Flow area, A_o	=	169,4 $inch^2$

Menghitung Pipa Pengeluaran Gas

Ukuran pipa pengeluaran gas dihitung dengan persamaan-15 Peter, M.S., 1980

$$ID_{opt} = 3,9 \cdot (Q_V)^{0.45} \cdot (\rho_{gas})^{0.13}$$

dengan :

ID_{opt} = inside diameter pipa optimum, inch

Q_V = kecepatan volumetris gas, cuft/dt

ρ_{gas} = densitas gas, lb/cuft

$$\rho_{gas} = \frac{1{,}904819 \times 38{,}1220}{(0{,}082057 \times 706{,}1224)}$$

$= 1{,}2532 \text{ kg/m}^3$

$= 0.0782347 \text{ lb/cuft}$

$$Q_{1gas} = \frac{7562{,}73}{1{,}2532 m^3 / j}$$

$= 59{,}19852 \text{ cuft/det}$

Jika data-data dimasukkan kedalam persamaan diatas diperoleh :

$$ID_{opt} = 17{,}5689 \ \ inch$$

Dari Appendix-K Brownell, L.E., 1979, p. 386 dipilih ukuran pipa :

Normal pipe size, NPs	=	20 inch
Schedule number, Sch Number	=	40
Inside diameter, ID	=	18,812 inch
Outside diameter, OD	=	20 inch
Flow area, A_o	=	278 inch^2

Menghitung Tebal Isolasi Reaktor

Tebal isolasi reaktor dihitung dengan persamaan :

$$t_{is} = \frac{k_{is} \cdot A_{isr} \cdot (T_r - T_{ois})}{Q_{loss}} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (1)$$

dengan :

h_c = koefisien perpindahan panas konveksi, Btu/j.ft^2.°F

T_{ud} = suhu udara luar, °F

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Konveksi (h_c)

Koefisien perpindahan panas konveksi dihitung dengan persamaan 7-5a dan 7-5b Mc. Adams, W.H., 1985, p. 173.

$$h_c = 0{,}29 \cdot \left[\frac{(T_{ois} - T_{ud})}{H_r} \right]^{0{,}25}$$

untuk :

$$x = 10^4 - 10^9$$

$$h_c = 0{,}19 \cdot (T_{ois} - T_{ud})^{1/3}$$

untuk :

$$x = 10^9 - 10^{12}$$

harga x dihitung dengan persamaan 7-2 Mc. Adam, W.H., 1985.

$$x = \left[\left(\frac{H_r^{\,3} \cdot \rho_{ud}^{\,2} \cdot g \cdot \beta_{ud} \cdot \delta T}{\mu_{ud}^{\,2}} \right) \cdot \left(\frac{Cp_{ud} \cdot \mu_{ud}}{k_{ud}} \right) \right]$$

dengan :

ρ_{ud} = densitas udara, lb/cuft

Cp_{ud} = specific heat udara, Btu/lb.°F

μ_{ud} = viscositas udara, lb/j.ft

k_{ud} = konduktivitas thermal udara, Btu/j.ft.°F

g = kecepatan gravitasi

β_{ud} = koefisien ekspansi udara, 1/°R

δT = selisih suhu isolasi dengan uadara, °F

H_r = tinggi reaktor, ft

Menghitung Sifat-sifat Fisis Udara

Sifat-sifat fisis udara dihitung pada suhu rata-rata antara suhu isolasi (T_{ois}) dengan suhu udara (T_{ud})

Suhu udara luar diperkirakan, T_{ud} = 30 °C

= 86 °F

dirancang suhu luar isolasi, T_{ois} = 50 °C

= 122 °F

Suhu rata-rata udara

$$T_{udr} = \frac{(T_{ois} + T_{ud})}{2}$$

$$= \frac{(50 + 30)}{2}$$

= 40 °C

= 104 °F

Dari Geankoplis, C.J., 1983 Appendix A. 3-3, p. 809, sifat-sifat fisis udara pada suhu 104 °F adalah :

Cp_{ud} = 0,24054 Btu/lb.°F

μ_{ud} = 0,01915 lb/J.ft

k_{ud} = 0,01575 Btu/J.ft.°F

β_{ud} = $1{,}77305.10^{-3}$/°R

ρ_{ud} = $7{,}235946.10^{-2}$ lb/cuft

Jika data-data yang telah dihitung dimasukkan kedalam persamaan 7-2 akan didapat harga x $>10^9$ maka harga h_c dihitung dengan persamaan :

$$h_c = 0{,}19 \cdot (T_{ois} - T_{ud})^{1/3}$$

Jika data-data dimasukkan akan diperoleh :

$$h_c = 0{,}19 \cdot [122°F - 86°F]^{1/3}$$

$$= 0{,}6273662 \text{ Btu/J.ft}^2\text{.°F}$$

Dari tabel-2 Kern, D.Q., 1983, p. 795 dipilih jenis isolasi asbestos dengan harga konduktivitas thermal

K_{is} = 0,087 Btu/J.ft.°F

Dalam keadaan steady dtate panas hilang secara konveksi sama dengan panas ditransfer secara konduksi lewat isolasi.

$$h_c \cdot A_{ois} \cdot (T_{ois} - T_{ud}) = \frac{k_{is} \cdot A_{isr} \cdot (T_{pr} - T_{ois})}{t_{is}}$$

Dari trial diperoleh panas hilang :

Q_{loss} = 11156,93 Btu/J

dan tebal isolasi adalah :

t_{is} = 2,357867 ft

= 28,2944 inch

= 71,8678 cm

Ringkasan Reaktor

Jenis reaktor	:	Fixed Bed
Proses	:	Adiabatis
Katalisator	:	ZnO – Cu, Zn
Tinggi bed katalisator total	:	4,2596 m
Diameter reaktor	:	1,5 m
Tinggi reaktor	:	5,0096 m
Bentuk head reaktor	:	ellipsoidal
Bahan dinding reaktor	:	Carbon Steel SA-283 Grade-B
Tebal dinding rekator	:	¼ inch
Tebal head reaktor	:	¼ inch
Bahan isolasi	:	asbestos
Tebal isolasi	:	28,2944 inch
Pipa pemasukkan gas	:	14,688 inch
Pipa pengeluaran gas	:	18,812 inch

```
CLS
PRINT CHR$(15)
PRINT TAB(3); STRING$(67, 196)
PRINT TAB(4); "R U N N I N G  P R O G R A M  R E A K T O R"
PRINT TAB(3); STRING$(67, 196)
PRINT : PRINT
PRINT TAB(3); STRING$(65, 176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "          PERANCANGAN REAKTOR FIXED BED          "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(21); STRING$(29, 205); TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "  Dehydrogenasi Secunder Buthyl Alcohol [2-C4H9OH]   "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); " menjadi Methyl Ethyl Ketone [C4H8O] & Hydrogen [H2] "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "       dengan bantuan katalisator Zinc Oxide - Brass.       "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "                                                            "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "                                OLEH                        "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "          TANTRAMA HARDRA & ISFA JANUAR                     "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "                  02.521.217 & 02.521.184                   "; TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(5); "   UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA     "; TAB(67); CHR$(176);
""
PRINT TAB(3); CHR$(176); TAB(67); CHR$(176)
PRINT TAB(3); STRING$(65, 176)
PRINT
IF (Dz MOD 100 = 0) THEN
  a$ = INPUT$(1)
END IF
PRINT TAB(3); STRING$(66, 196)
PRINT TAB(5); "                ZnO-Cu,Zn              "
PRINT TAB(5); "  Reaksi :  2-C4H9OH  <==========>  C4H8O  + H2  "
PRINT
PRINT TAB(5); "  Kondisi Operasi : Tekanan : 2 atm          "
PRINT TAB(5); "                    Suhu    : 400 C - 500 C    "
PRINT TAB(5); "  Proses          : Adiabatis                "
PRINT TAB(3); STRING$(66, 196)
IF (Dz MOD 100 = 0) THEN
  a$ = INPUT$(1)
END IF
PRINT

'-----Umpan Masuk Reaktor, kg/jam-----
nk1 = 1: nk2 = 4

F$(1) = "H2": F$(2) = "H2O": F$(3) = "2-C4H9OH": F$(4) = "C4H8O"

Bm(1) = 2.016: Bm(2) = 18.015: Bm(3) = 74.123: Bm(4) = 72.107

Tc(1) = 33.2: Tc(2) = 647.3: Tc(3) = 536: Tc(4) = 535.6

Pc(1) = 13: Pc(2) = 220.5: Pc(3) = 41.9: Pc(4) = 41.5

CpA(1) = 6.4829: CpB(1) = 2.2148 * 10 ^ -3: CpC(1) = 3.2961 * 10 ^ -6
CpA(2) = 7.7011: CpB(2) = 4.5939 * 10 ^ -4: CpC(2) = 1.055 * 10 ^ -5
CpA(3) = 1.3741: CpB(3) = .10139:          CpC(3) = -5.5603 * 10 ^ -5
CpA(4) = 2.6139: CpB(4) = 8.5005 * 10 ^ -2: CpC(4) = -4.53807 * 10 ^ -5

CpD(1) = 1.8259 * 10 ^ -9
CpD(2) = -8.589 * 10 ^ -10
CpD(3) = 1.14001 * 10 ^ -8
CpD(4) = 9.36037 * 10 ^ -9


Mo(1) = 0: Mo(2) = 59.74700637#: Mo(3) = 2927.603312#
Mo(4) = 0:
```

```
  moTot = 0: Fotot = 0
FOR I = nk1 TO nk2
   moTot = moTot + Mo(I)
   Fo(I) = Mo(I) / Bm(I)
   Fotot = Fotot + Fo(I)
NEXT I
FOR I = nk1 TO nk2
   Yo(I) = Fo(I) / Fotot
   Ymo(I) = Mo(I) / moTot
NEXT I
PRINT : PRINT
PRINT TAB(16); "KOMPOSISI UMPAN MASUK REAKTOR"
PRINT
PRINT TAB(5); CHR$(218); STRING$(21, 196); CHR$(194); STRING$(12, 196); CHR$(194);
PRINT STRING$(17, 196); TAB(58); CHR$(191)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(10); "NAMA KOMPONEN"; TAB(27); CHR$(179);
PRINT TAB(30); "kg/jam"; TAB(40); CHR$(179); TAB(44); "kgmol/jam"; TAB(58); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(195); STRING$(21, 196); CHR$(197); STRING$(12, 196); CHR$(197);
PRINT STRING$(17, 196); CHR$(180)
FOR I = nk1 TO nk2
 PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(14); F$(I); TAB(27); CHR$(179); TAB(29); Mo(I); :
 PRINT TAB(40); CHR$(179); TAB(43); Fo(I); TAB(58); CHR$(179)
NEXT I
PRINT TAB(5); CHR$(195); STRING$(21, 196); CHR$(197); STRING$(12, 196); CHR$(197);
PRINT STRING$(17, 196); CHR$(180)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(11); "JUMLAH UMPAN"; TAB(27); CHR$(179); TAB(29); moTot; :
PRINT TAB(40); CHR$(179); TAB(43); Fotot; TAB(58); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(192); STRING$(21, 196); CHR$(193); STRING$(12, 196); CHR$(193);
PRINT STRING$(17, 196); CHR$(217)
PRINT
IF (Dz MOD 100 = 0) THEN
  a$ = INPUT$(1)
END IF


'Deklarasi konstanta
 R = .082057: Gc = 9.81: phi = 3.14
 Rg = 1.987: N = 6: Dz = .001
 Nm = 0: Ni = 0


'Katalisator
 Rhocat = 4800: Fk = .38: Dp = 1.27 * 10 ^ -2


 INPUT "Dipilih diameter reaktor ,m : ", IDr
 IDr = 1.5


 Ar = phi * IDr ^ 2 / 4: Gt = moTot / Ar

 '-----------------------------------------
 '              KONDISI AWAL REAKTOR
 ' X(1):konversi SBA
 ' T0  :suhu awal (K)
 ' P0  :tekanan awal (atm)       Qro:panas reaksi awal
 '-----------------------------------------

 Zo = 0: Xo(1) = 0: T0 = 773: Po = 2: Qro = 0
 To0 = T0: Tpo0 = Tpo: Po0 = Po: Xo0(1) = Xo(1)
```

```
PRINT
PRINT TAB(5); CHR$(218); STRING$(53, 196); CHR$(191)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(9); "Spesifikasi Katalis :"; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(9); STRING$(19, 196); TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(12); "Nama katalis                    : ZnO-Brass"; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(12); "Bentuk katalis                  : Bola"; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(12); "Diameter butir katalis          :"; Dp; " m"; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(12); "Densitas katalis                :"; Rhocat; " kg/m^3"; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(12); "Fraksi ruang kosong bed         :"; Fk; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(12); "Mass Velocity gas               :"; Gt; " kg/j.m2"; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(12); "Diameter reaktor                : "; IDr; " m"; TAB(59); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(192); STRING$(53, 196); CHR$(217)
PRINT
 IF (Dz MOD 100 = 0) THEN
  a$ = INPUT$(1)
 END IF
 PRINT TAB(15); "_____"
 PRINT TAB(15); "Kondisi Operasi Reaktor Mula-mula"
 PRINT TAB(15); "_____"
 PRINT
 PRINT STRING$(60, 196)
 PRINT "Suhu gas masuk                              ="; T0 - 273; TAB(55); "C"
 PRINT "Tekanan gas masuk                           ="; Po; TAB(55); "Atm"
 PRINT "Kecepatan aliran umpan masuk                ="; moTot; TAB(55); "kg/jam"
 PRINT "Konversi SBA [2-C4H9OH] mula-mula           ="; Xo(1)
 PRINT STRING$(60, 196)
 PRINT : PRINT
 PRINT TAB(4); "Hubungan antara Tinggi Katalis, Konversi, Suhu Reaksi"
 PRINT TAB(4); "                    dan Tekanan                    "
 PRINT
 PRINT TAB(3); CHR$(201); STRING$(10, 205); CHR$(203); STRING$(12, 205); CHR$(203);
 PRINT STRING$(12, 205); CHR$(203); STRING$(11, 205); CHR$(187)
 PRINT TAB(3); CHR$(186); TAB(7); "Z,m"; TAB(14); CHR$(186); TAB(21); "XA"; TAB(27); CHR$(186);
 PRINT TAB(32); "T,C"; TAB(40); CHR$(186); TAB(44); "P,atm"; TAB(52); CHR$(186)
 PRINT TAB(3); CHR$(200); STRING$(10, 205); CHR$(202); STRING$(12, 205); CHR$(202);
 PRINT STRING$(12, 205); CHR$(202); STRING$(11, 205); CHR$(188)
 PRINT TAB(3); CHR$(201); STRING$(10, 205); CHR$(203); STRING$(12, 205); CHR$(203);
 PRINT STRING$(12, 205); CHR$(203); STRING$(11, 205); CHR$(187)
Falah:
   X(1) = Xo(1): T = T0: Tp = Tpo: P = Po
   GOSUB lin


   '----Perhitungan Range Kutta 4 Titik-----
   K1 = F1 * Dz
   L1 = F2 * Dz
   N1 = F3 * Dz
   O1 = F4 * Dz
   X(1) = Xo(1) + (K1 / 2)
   T = T0 + (L1 / 2)
   P = P0 + (N1 / 2)
   GOSUB lin
   K2 = F1 * Dz
   L2 = F2 * Dz
   N2 = F3 * Dz
   O2 = F4 * Dz
   X(1) = Xo(1) + (K2 / 2)
   T = T0 + (L2 / 2)
   P = Po + (N2 / 2)
   GOSUB lin
   K3 = F1 * Dz
   L3 = F2 * Dz
```

```
PRINT TAB(69); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(218); STRING$(21, 196); CHR$(194); STRING$(20, 196); CHR$(194);
PRINT STRING$(20, 196); CHR$(180)
 FOR I = nk1 TO nk2
   PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(14); F$(I); TAB(27); CHR$(179); TAB(29); Qo(I); :
   PRINT TAB(48); CHR$(179); TAB(50); Q(I); TAB(69); CHR$(179)
 NEXT I
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(10); "Panas reaksi"; TAB(27); CHR$(179); TAB(29); Qr; :
PRINT TAB(48); CHR$(179); TAB(50); Qr1; TAB(69); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(195); STRING$(21, 196); CHR$(197); STRING$(20, 196); CHR$(197);
PRINT STRING$(20, 196); CHR$(180)
PRINT TAB(5); CHR$(179); TAB(11); "Jumlah Panas"; TAB(27); CHR$(179); TAB(29); Qin; :
PRINT TAB(48); CHR$(179); TAB(50); Qout; TAB(69); CHR$(179)
PRINT TAB(5); CHR$(192); STRING$(21, 196); CHR$(193); STRING$(20, 196); CHR$(193);
PRINT STRING$(20, 196); CHR$(217)
PRINT
IF (Dz MOD 100 = 0) THEN
 a$ = INPUT$(1)
END IF
PRINT
PRINT TAB(5); "Penyimpangan Neraca Panas ="; Per; "%"
PRINT
PRINT TAB(25); "** PROGRAM SELESAI **"
END


lin:
  '-----Komposisi komponen dalam reaktor------
  F(1) = Fo(1) + Fo(3) * X(1)
  F(2) = Fo(2)
  F(3) = Fo(3) * (1 - X(1))
  F(4) = Fo(4) + Fo(3) * X(1)


    Ftot = 0: Bmr = 0
   FOR I = nk1 TO nk2
     Ftot = Ftot + F(I)
   NEXT I
   FOR I = nk1 TO nk2
     Y(I) = F(I) / Ftot
     P(I) = Y(I) * P
     Bmr = Bmr + Y(I) * Bm(I)
   NEXT I
     Rhog = P * Bmr / (R * T)


   ' ****************************************
   ' ! SIFAT-SIFAT FISIS KOMPONEN !
   ' ****************************************


   'Molal Heat Capacity, kcal/kmole.K
    Cpgas = 0: FCp = 0
   FOR I = nk1 TO nk2
    Cp(I) = CpA(I) + CpB(I) * T + CpC(I) * T ^ 2 + CpD(I) * T ^ 3
    Cpgas = Cpgas + Y(I) * Cp(I)
    FCp = FCp + F(I) * Cp(I)
   NEXT I


   IF X(1) = 0 THEN
   GOSUB Panas
```

Susunan bahan keluar reaktor

Komponen	kg/jam	kgmol/jam
C_4H_9OH	292.76033	3.9498
C_4H_8O	2563.1775	35.5483
H_2O	59.7470	3.3163
H_2	71.6655	35.5483
Jumlah	2987,3503	78.3628

Hasil Perhitungan Reaktor

Kondisi awal reaktor

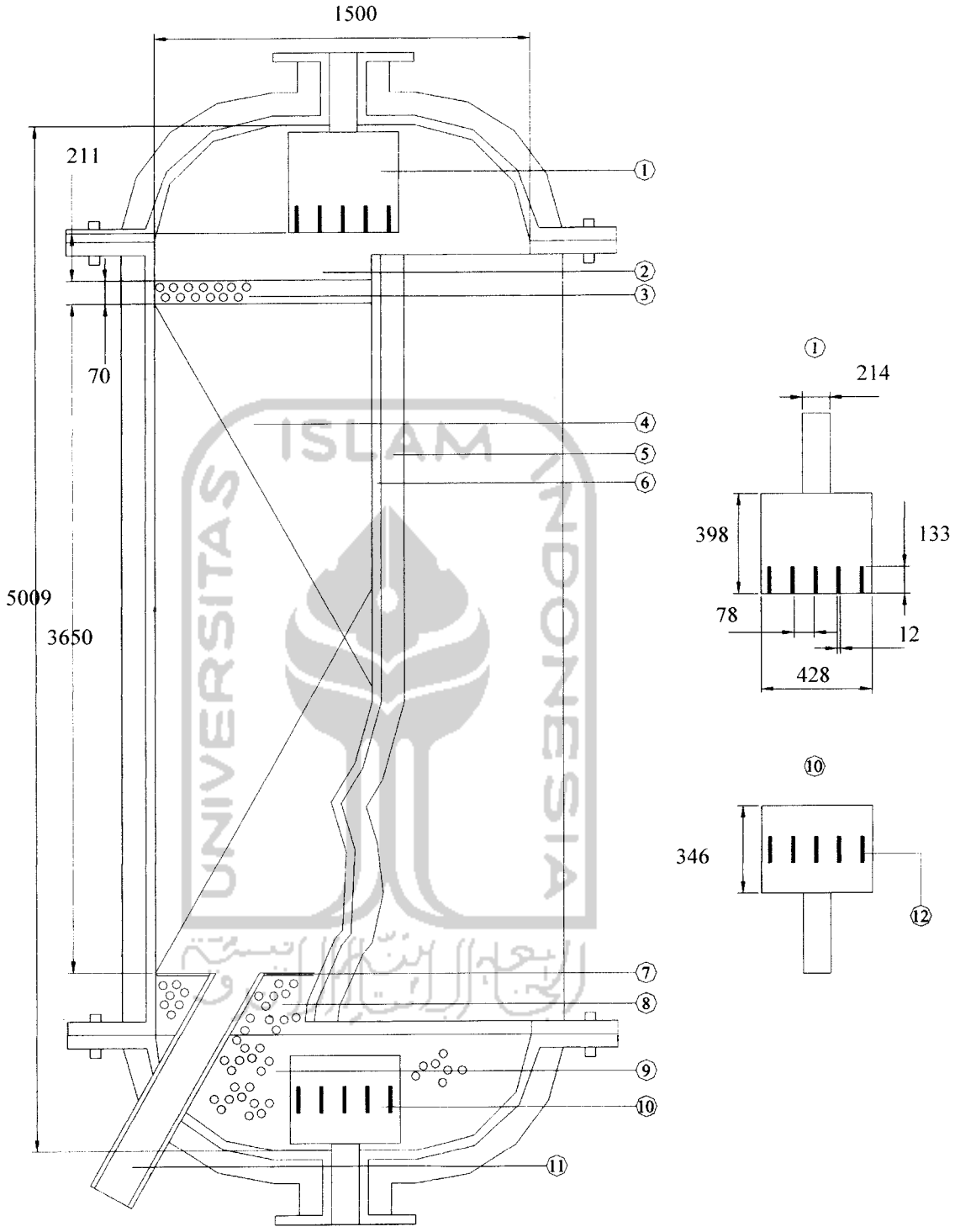
Suhu reaktan masuk reaktor To = 500 C
Tekanan awal reaktor Po = 2 atm
Konversi SBA mula-mula Xo = 0 bagian

Kondisi akhir reaktor

Suhu produk keluar reaktor T = 433.1224 C
Tekanan gas keluar reaktor P = 1.904819 atm
Konversi SBA keluar reaktor X = .9 bagian

NAMA KOMPONEN	Panas masuk, kcal/j	Panas keluar, kcal/j
H2		1288726.2
H20	173491.90	173491.90
2-C4H10O	7081990.1	631422.20
C4H8O		5020036.1
Panas reaksi	-141805.6	
JUMLAH PANAS	7113676.4	7113676.4

** PROGRAM SELESAI **
Press any key to continue


1500
211
70
5009
3650
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
214
398
133
78
12
428
346
12

No.	Nama Komponen	Jumlah
1.	Input Nozzle	1
2.	Ruang Kosong	1
3.	Catalyst Support	1
4.	Catalyst Bed	1
5.	Asbestos	1
6.	Carbon Steel	1
7.	Screen	1
8.	Catalyst Support	1
9.	Catalyst Support 1 in	1
10.	Output Nozzle	1
11.	Sleeve	1
12.	Slot (15 per nozzle)	1