

**PRA RANCANGAN PABRIK *DIISOPROPYLE ETHER*  
DARI *ISOPROPYLE ALCOHOL*  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

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



**Disusun Oleh :**

**ABDULLAH ( 02 521 078 )**

**BANDAR ( 02 521 098 )**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

**2007**

## **LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

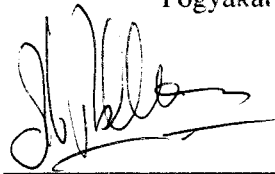
Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama	: Abdullah	Nama	: Bandar
No. Mhs	: 02 521 078	No. Mhs	: 02 521 098

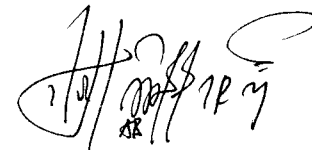
Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Yogyakarta, 13 Desember 2007



Abdullah



Bandar

## **LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

### **PRA RANCANGAN PABRIK *DIISOPROPYLE ETHER* DARI *ISOPROPYLE ALCOHOL* KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

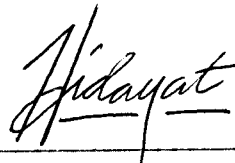
#### **TUGAS AKHIR**

Disusun oleh:

Abdullah                      02 521 078  
Bandar                         02 521 098

Yogyakarta, 13 Desember 2007

Menyetujui,  
Dosen Pembimbing Tugas Akhir



Arif Hidayat, ST., MT.

## MOTTO

*Kebodohan Adalah Kematian Jiwa, Pembunuhan Bagi Kehidupan Dan  
Pembusukan Terhadap Umur  
( Latahzan )*

*Setan Menjanjikan Kamu Dengan Kemiskinan Dan Menyuruh Kamu Berbuat  
Kejahatan; Sedangkan Allah Menjanjikanmu Ampunan-Nya Dan Karunia.  
( QS Al-Baqarah: 268 )*

*Kita Dibuat Menjadi Bijak Bukan Oleh Kepingan-Kepingan Masa Lalu, Namun  
Karena Tanggung Jawab Kita Atas Masa Depan.  
( George Bernard Shaw )*

*Saya Memang Seorang Yang Bejalan Dengan Lambat, Tetapi Saya Tidak Akan  
Pernah Berjalan Mundur Kebelakang.  
( Abraham Lincoln )*

*Hidup Kita adalah Hari Ini, Bukan Hari Kemarin Yang Telah Terkenang Ataupun  
Hari Esok Yang Masih Terbayang.  
( Penulis )*

*Dunia Nyata Ini Bagaikan Sebuah Meja Perundingan Rak্ষaksa, Dan Mau Tidak  
Mau Kita Semua Adalah Para Pesertanya.  
( Penulis )*

*Kekuatan Keyakinan : Jika Anda Mengira Memiliki Sesuatu Maka Mungkin Anda  
Akan Memilikinya. Jika Anda Mengira Tidak Memilikinya sekalipun Anda  
Memilikinya, Maka Anda Tidak Akan Pernah Memilikinya  
( Penulis )*

*Dengan Cinta Kita Dapat Merasakan Hal Yang Terindah Dalam Hidup Ini, Tapi  
Dengan Cinta Pula Kita Dapat Merasakan Hal Yang Terpedih Dalam Hidup Ini.  
( FER )*

*Titel Sarjana Yang Kita Sandang Sekarang ini Bukanlah Suatu Akhir Yang Baik  
yang dapat dirayakan dengan tawa indah Kita & Keluarga Kita, Tetapi  
merupakan Sebuah Awal Yang Baik Untuk Memulai Membangun Hidup Yang  
Harus Kita Bayar Dengan Kucuran Keringat Deras Kita.  
( Renungan Penulis )*

## PERSEMBAHAN

*Alhamdulillah...dengan penuh rasa syukur pada Allah Rabbul Alamin, dengan sepenuh hati Penulis mempersembahkan karya yang sederhana ini pada :*

*Abah dan Mamah ku tercinta, atas kasih sayang, pengorbanan serta doa yang selalu dipanjatkannya yang telah mengobarkan semangatku dalam menjalani hidup ini.*

*Adik – adik ku Tersayang, yang selalu memberikan keceriaannya untuk ku lewat tingkah dan tawa senyummu yang membuatku semakin merasakan betapa indahnyanya hidup ini.*

*Serta kipersiapkan pula persembahan ini agar bisa menjadi kebanggaan bagi anak-anak ku nanti yang akan lahir dari rahim wanita yang akan selaulu menyayangi dan mendampingi ku hingga ujung usiaku.*

## TERIMAKASIH KU KEPADA :

1. ALLAH SWT atas segala rezeki, waktu, kesempatan, dan segala cobaan yang telah menempa ku untuk menjadi lebih baik didunia dan di akherat.
2. Kedua ORANG TUA KU atas segala keiklasnya dalam membesarkan, menjaga, mendidik, serta mendoakan ku agar kelak dapat menjadi insan yang bermanfaat didunia dan di akherat.
3. Jid'di KARAMAH dan Jid'di ZEN serta Jid'dah SOOD dan Hababah MUR, apa yang telah kalian lakukan dimasa lalu telah banyak memebri inspirasi dan semangat yang besar bagiku untuk tetep Istiqomah dalam menjalani hidup ini.
4. Kedua ADIK KU AMAL & AMIRA, kalian selalu dihati ku, memberikan kebahagiaan bagi ku, meskipun kalian sedikit terlambat hadir dalam hidupku.
5. Seluruh KELUARGA BESAR KU, Ami, Amati, Khal, Khaleh, dan sodara - sodaraku yang tersebar baik di Solo, Jakarta, Surabaya, Purwokerto Madura, Medan, Lampung, Lombok, Wangom, Karang Pucung, dan juga yang berada di Australia, Saudi Arabia, Uni Emirat Arab, Yaman, Oman, serta ditempat-tempat yang lain yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu, terimakasih atas segala dukungan baik moral dan sipiritualnya kepada saya, sehingga saya dapat menyelesaikan salah satu tanggung jawab hidup sebagai seorang mahasiswa.
6. Patner KP, TA Ku Bandar Adullah Bahsen dengan Segala kelebihan dan kekuranganya yang telah menghiburku dan menemaniku pada saat susah selama lima tahun dengan penuh kesabaranya.
7. Kepada Ibu DIANA. ST. Msc dan Bapak ARIF HIDAYAT. ST. MT yang telah banyak melimpahkan ilmunya kepada saya selama membimbing saya dalam menyelesaikan tanggung jawab terakhir saya sebagai seorang mahasiswa.
8. Kepada Ibu KAMARIAH selaku Kajur dan Bapak SUKIRMAN selaku Wakajur serta Mas SUSILO yang telah banyak mempermudah saya dalam menyelesaikan kewajiban saya selama menjadi mahasiswa.
9. Seluruh DOSEN JTK FTI UII, yang telah mendidik saya selama lima tahun lebih untuk bias menjadi seperti apa yang saya cita-citakan.
10. Ali Bin Jeruk tank's atas segala bantuanya ketika pertama kali m saya menginjakan kaki di kota Jogja

11. Seluruh Teaman-teman Geng DERO, Adit, Uii, Aan, Rista, Anja, Iyus, Rijal, Fico beserta Bojo, Coly-Man SH beserta bojo-bojonya, Sir Alex, Dedek, BramBang beserta Bojo, Wawan, Eldi, Fadli, Ingga, Haris beserta Bojonya, Amang si Tonggos, dan pak Dodi serta Bu Dodi yang telah banyak memberikan bernekaragam pengalaman dari yang paling buruk hingga yang terindah.
12. Seluruh Teman Geng Poer especially Hagianto ST, yang telah membangkitkan insting bisnisku yang telah lama terpendam.
13. Seluruh Teman Geng Ambar Seputro, Cplex, Gapper, Fajar, Moasil, Saddam, Habibi yang menemaniku disaat detik-detik terakhirku meninggalkan tanah Condat yang indah.
14. Untuk Novianto Sutrisno Alias Nopex Alias Xepon yang telah memberikan tempatku berteduh dan juga keteduhan bagi Qolbu ku juga Tank's Yo.
15. Kawan-kawan ku T-Kim 02, Rahmat ST the Drimer, Ian ST, Adit ST, Nopex Lagi, Anton Si Mucikari ST, Deeka ST, Surip ST, Aan ST, Daffi ST, Azad Si Hitam ST, Danang ST, Febri ST, Tri Nug ST, Simbah blm ST, Adi ST, Ngenges ST, Tono ST, Gatot ST, Yoga ST, Gepeng alias Ade S, Welly Santono ST, Jatmiko, Si Moel, Reja, Anna ST, Asih ST, Zabo ST, Suci ST, Netty SE, Val Putri ST, Essipesialy For Yeni ST atas segala catatnnya, Susilo ST, Rifki ST April ST, Ulie, Elles ST, Dll. Tank's All.
16. Kawan-kawan T-Kim 03, Ilham, Tirto, Adi, Iskandar, Ferry, Mellany, Tiffa, Mamai, Iwan Ruwet, Mahfudin, Diles, Dll, Tank's All.
17. Kawan-kawan T-Kim Tua Dawud, Miko, Toyo, Ilyas, Rona, Sonny, Jawir, Riki, Dll Tank's All.
18. Kawan-kawan Seperjuangan Selema saya menjabat sebagai Mahasiswa terkaya Di Universitas Islam Indonesi ( Ketua Komisi Administrasi dan Anggaran Dewan Permusyawaratan Mahasiswa Universitas ), Asen, Ardhan, Edo, Alm Udin, Syafi'i, Djati, Fauzi, Alisa si bijak, Anissa Sane, Dewi, Bowo Sang Pujangga, Riko Sang Penggerak, Yuli Serta Staff Ku yeni, miko, Carina, Iwan dan yang terakhir Andi R W. Pengalaman yang luar biasa telah banyak kita lewati, meskipun singkat tapi sangat memberikan perubahan yang besar bagi hidupku.

19. Teman-teman Di LEM U, Daviq, heni, Farid, Nurul, Ra2, Dema, Elang, Indriyang dikomandani oleh sang orator Andi R W, yang telah ikut menempaku selama menjabat.
20. Teman-teman Dikepanitiaan Dari RDK '03, JAMTEK '03, PESTA '03, LDO '04, PMK '03 - '04, PESATA '04 dan '05, BP '03, KPU '05 BP '05 serta berbagai kepanitiaan lain yang benar-benar telah merubah pandanganku tentang tugas dan tanggung jawabku sebagai seorang mahasiswa.
21. Kawan-kawan Seperjuangan ku di Fakultas yang telah banyak memberikan hambatan dan dorongan selama saya menjabat.
22. Teman-teman di LPM se UII, Marching Band, MAPALA, KOPMA Budi, Sukri, Jupri, Benox, Alm Blewah, Citra, Djal, Doa, Wafi, Firman, Retno, Juned, Suen atas segala dukunganya selama saya menjabat.
23. Teman-teman BKKMTKI Nasional dan khususnya daerah 3, Alm Slamet, Awali, Thoma, Bajuri, Mbak Apri, Amir, Chairul, Rani, yang telah membuka cakrawalaku agar lebih tahu tentang dunia Industri.
24. Kawan-kawan Inspiratorku Mas Elsa, Mas Ardy, Bang Eddy H, Bang Eddy Saputra Sofyan. SH. MH, Mas Fajri, Mas Ramli, Bang Tejo, Mas Aziz, Mas Sexio, Dedy Jaya yang banyak memberiku inspirasi dalam menjalani setiap langkah ku didunia ini.
25. Para Civitas Akademika dan Karyawan Rektorat dan Fakultas UII, Pak Bachnas, Pak Jamil, Pak Naryo, Pak Harto, Bu Neni, BU Marsih Pak Tarno, Pak Sugeng, Mas Wagio, Pak Arif Lagi, Pak Jawahir Tontowi, Pak Moqodim, Pak Fuad Nasori, dll. Yang benar-benar telah memberikan pendidikan yang sebenar-benarnya selama saya jadi mahasiswa.
26. Para Mahasiswa Universitas Islam Indonesia, maafkan saya mungkin selama saya menjabat belum dapat sepenuhnya menyalurkan aspirasi kalian semua.
27. The Fellowship of Kujang, Ira, Che2, Suhe, Linda, Iskandar, Ilham, Ferry, Si Bon2, Eni, Ari, Cahya, Nyomi Tank's For ALL.
28. Trimakasih kepada PUSDIKLAT BATTAN, tempat dimana saya melakukan penelitian selama setahun, benar-benar menyenangkan sekaligus mengerikan.
29. F.E.R. Tank's kamu adalah inspirasiku.
30. For All Arabian Fren'd's, Zaki, Maher, Hakiem, ALL Nizar, Hedar, Kemal, Husam, Upie, Syirhan, Uncle BOB, Wafi, Al-Yazidi, Rifki Basarhil, Sofyan, Mughirah, Umang, Salim, Dol Bar, Ali Bakri, Bu Bek, Ziyad, Robiq, Marwan, Dan seluruh bangsa arab yang ada di Indonesia.



31. Bram Satpam, Pak Abu, Mas Wid, Erlin, Eman, Ardy, Risa bin virgo, Guruh, Ibnu, Inoy, Komeng, Kuncung, Lia Waroka, Rasti, Sasti, Sonny Sang penerusku, Titin, Srta Semua Orang yang belum disebutkan namanya Tank's All.
32. Motor AD 4247 HS yang telah 5 tahun kutungai menjelajahi seantero jogja.
33. For ALL Jogja Civilization, Untuk semua warung yang pernah saya makani, Semua jalan yang saya lewati, Semua tempat yang saya datangi, Semua Warung yang saya blanjai, semua kos2an yang pernah saya tempati, semua rumah yang pernah saya tumpangi dan semua orang yang pernah saya susahi Tank's jogja.

TANK'S ALL.....

Wassalam. Wr. Wb  
By: ABDULLAH

## HALAMAN MOTTO

AMBILAH WAKTU UNTUK BERFIKIR ITU ADALAH SUMBER KEKUATAN, AMBILAH WAKTU UNTUK BERMAIN ITU ADALAH RAHASIA DARI MASA MUDA YANG ABADI, AMBILAH WAKTU UNTUK BERDOA ITU ADALAH SUMBER KETENANGAN, AMBILAH WAKTU UNTUK BELAJAR ITU ADALAH SUMBER KEBIJAKSANAAN, AMBILAH WAKTU UNTUK MENCINTAI DAN DICINTAI ITU ADALAH HAK ISTIMEWA YANG DIBERIKAN TUHAN. AMBILAH WAKTU UNTUK BERSAHABAT ITU ADALAH JALAN MENUJU KEBAHAGIAAN, AMBILAH WAKTU UNTUK TERTAWA ITU ADALAH MUSIK YANG MENGGETARKAN HATI, AMBILAH WAKTU UNTUK MEMBERI ITU ADALAH MEMBUAT HIDUP TERASA BERARTI, AMBILAH WAKTU UNTUK BEKERJA ITU ADALAH NILAI KEBERHASILAN, AMBILAH WAKTU UNTUK BERAMAL ITU ADALAH KUNCI MENUJU SURGA.

*“ Allah tidak akan membebani seseorang kecuali sepadan dengan kemampuannya.... ”*

*(QS Al-Baqarah, 2:286)*

*“...Allah pasti akan mengangkat derajat orang-orang yang beriman dan yang berilmu diantara kamu, dengan beberapa tingkat lebih tinggi. Dan Allah Maha Mengetahui segala yang kamu kerjakan”*

*(QS Al-mujadillah, 58:11)*

*BY: Bandar*

## HALAMAN PERSEMBAHAN

KU PERSEMBAHKAN SKRIPSI INI DENGAN SEGENAP KETULUSAN HATI  
KEPADA:

- ❖ Yang Termulia dan Teragung Allah S.W.T yang telah memberi kekuatan,kesabaran,keteguhan,cobaan, petunjuk, dan ilmu serta nikmat yang begitu besar sehingga saya bisa menyelesaikan tugas dan tanggung jawab ini dengan baik
- ❖ Yang tercinta dan tersayang Abah dan Mamah yang telah banyak memberikan doa, kesabaran, kasih sayang dan dukungan moril maupun materiil sehingga aku bisa berhasil menempuh gelar sarjana. Jasa kalian sepanjang masa
- ❖ Untuk Adikku tersayang Haiva dukungan kamu paling luar biasa sebagai adik rasa sayangku udah g bisa diukur hehe.. makasih kamu udah banyak bantu insyaallah kamu bahagia selalu. Juga buat Adikku Ahmad, Yusuf, Afaf Alhamdulillah aku punya adik2 yang semangat dan luar biasa seperti kalian (MasyaAllah).
- ❖ Untuk nenek, paman-pamanku, dan tante-tanteku serta saudara-saudaraku yang tidak bias saya sebutkan satu persatu, saya sangat berterimakasih dan bersyukur telah dianugerahi kalian. Terimakasih perhatiannya selama ini
- ❖ Untuk partnerku Abdullah.. weleh kayaknya aku banyak ngerepotin kamu ya dul. Tapi terimakasih banyak buat semua yang udah kamu kasih ke aku baik nasihat, motivasi, perhatian, dan semuanya selama mulai dari semester satu sampe wisuda. Aku g bakal ngelupain kebaikanmu. Maaf kalau aku udah nyusahin. insyaAllah kamu akan dibales diwaktu dan tempat yang berbeda Aminn.
- ❖ Untuk teman-temanku nopek,adit,dika,mahfudz,ulie,ian, rahmat,tiva,maelani,eles,ririh,aan dll wah thanks ilmunya hahaha.... Buat nopek makasih ya udah sabar ngadepin saya hehe.. kalau ada unek-unek ngomong aja ya. Ya mklumlah aku hanya ordinary human pasti punya

banyak salah. Makasih buat pengetahuan dan motivasinya sampe-sampe bisa ngejar wisuda januari. Buat mahfud aku seneng ama semangatmu.. cumin semangat aja tapi ga ada tindakannya hahaha.. tapi bantuanmu luar biasa sebagai temen makasihku aja masih belum cukup. Buat ulie cepetan nyusul ok aku doain dari sini.

- ❖ Untuk temen-temen seperjuanganku anak-anak tekim 2002 yang tidak bisa aku sebutin satu persatu... yang jelas terimakasih atas kebersamaannya selama ini.
- ❖ Untuk teman-teman seperjuanganku di LEM U... kalian luar biasa terimakasih buat pembelajarannya selama ini sampai bisa mengubah pola pikir dari kosong jadi isi hahaha... buat andy aku sampai bingung mau ngomong apa.. makasih banyak. Buat heni tetep semangat, buat ginanjar,peby,fajar,mahfud,dika,nurul,aci,citra,rico,okta,farid,elang,fatiya,anif,ica,joko,adi,vini,memei,sari,widi,nazirah,indri,Inez,novrya,dita,nyit-nyit,daviq,dema,dll terimakasih buat kalian jasa kalian begitu besar..
- ❖ Untuk saudaraku hakim seff kamu benar-benar pemotivasi dan berjiwa besar, buat nizar bawazier wallah aku seneng kamu berubah kamu sekarang lebih bijak dan pengertian, buat hayi hehe... maaf aku jarang main tapi aku yakin kamu pasti ngerti, buat zaki kita jarang ketemu mungkin sama-sama sibuk moga sukses, buat kholid kamu cukup menghibur dan baik, buat teman-temanku maher basalamah,ziad,Muhammad doman,uni bahadi,haidar,zaki ishaq,kemal,karim,toyo,salim abdat,zaenal,mahir baraja,ismet lahmadi dan semua keluarga besar Al-Irsyad Al-Islamiyah terimakasih selama ini sudah memberikan bimbingan,perhatian dan pengalaman yang begitu besar selama ini.
- ❖ Untuk keluarga besar wiro sableng anis (sang sesepuh),arif,jimmy,jupry,rindra,farid,kibin,ali,hilmin,fauzan,edy,jarun,aris,royyan,sifak,bocil,bolet,rizal,ogi,mas anggi, wafi, thanks untuk kebersamaan dan kebaikan kalian selama ini.
- ❖ Untuk keluarga besar amore..sobatku bung deni kamu orang baik makasih kamu udah banyak ngasih masukan,jadi pendenger yang baik maaf ya kalau aku banyak bikin kamu emosi kadang-kadang hahaha... buat mas heppy

yang sudah baik hati banget,sabar,and banayk membantu aku thanks berat ya mas.. buat kiky,nisa,risna,aan,otong,cha-cha,jono,nana,mba denta,mas febri,fifi. Kalian is the BEST.. kebaikan kalian nyangkut selalu di hati.

- ❖ Untuk keluarga besar tjangkroek ibu yanti,tejo,sisri,frida,eno,pur,simbah,dila(jangan gila dong dil),eko,nita,dika,ira terimakasih kalian sudah membawa warna baru di hidupku. Still contact ya
- ❖ Dan buat teman-teman diyogyakarta yang belum dan tidak bias aku sebutin satu persatu.. terimakasih banyak....

BY: Bandar

## KATA PENGANTAR



*Assalamualaikum Wr. Wb.*

Segala puji dan syukur kita panjatkan Ke-hadirat Allah SWT sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Teriring sholawat serta salam semoga tercurah kepada suri tauladan kita Nabi Muhammad SAW.

Sesuai dengan kurikulum pada program studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Industri Universitas Islam Indonesia, maka salah satu kewajiban bagi setiap mahasiswa adalah menempuh Tugas Akhir yang merupakan syarat yang harus ditempuh untuk menuju kelulusan. Untuk memenuhi kewajiban tersebut, maka kami telah melaksanakan Tugas Akhir dengan mengambil judul *Pra rancangan Pabrik Diisopropyle Ether Dari Isopropyle Alcohol Kapasitas 50.000 Ton/Tahun*.

Terlaksananya Tugas Akhir ini tentu saja tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, ST.,M.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, M.Sc., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

3. Bapak Arif Hidayat, ST., MT. selaku Dosen Pembimbing tugas akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan tugas akhir ini.
4. Kedua Orang Tua kami yang telah memberikan doa serta dukungan baik moril maupun materiil.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Sahabat-sahabat kami yang tidak bisa disebutkan satu persatu.
7. Semua pihak yang telah membantu penulis hingga terselesaikannya laporan ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini masih banyak kesalahan dan kekurangannya. Oleh sebab itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan penulisan yang akan datang.

Akhirnya penulis berharap laporan ini dapat bermanfaat bagi penulis pada khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

*Wassalamualaikum. Wr.Wb.*

Yogyakarta, 13 Desember 2007

Penyusun



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN .....</b>	<b>ii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....</b>	<b>iii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....</b>	<b>iv</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>v</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>x</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xiii</b>
<b>ABSTRAKSI .....</b>	<b>xiv</b>
<b>BAB I       PENDAHULUAN</b>	
1.1    Latar Belakang.....	1
1.2    Tinjauan Pustaka.. .....	8
<b>BAB II       PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1    Spesifikasi Produk.....	14
2.2    Spesifikasi Bahan.....	15
2.2.1    Spesifikasi Bahan Baku.....	15
2.2.2    Spesifikasi Bahan Pembantu.....	15
2.3    Pengendalian Kualitas.....	16
2.3.1    Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	16
2.3.2    Pengendalian Kualitas Produk.....	16
2.3.3    Pengendalian Kuantitas.....	19
<b>BAB III      PERANCANGAN PROSES</b>	
3.1    Uraian Proses .....	20
3.1.1    Dasar Reaksi.....	24
3.1.2    Neraca Massa dan Neraca Panas.....	30
3.2    Spesifikasi Alat .....	45
3.3    Perencanaan Produksi.....	77
3.3.1    Kapasitas Perancangan.....	77





	3.3.2	Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	78
<b>BAB IV</b>		<b>PERANCANGAN PABRIK</b>	
4.1		Lokasi Pabrik .....	80
4.2		Tata Letak Pabrik.....	82
4.3		Tata Letak Alat Proses.....	83
4.4		Pelayanan Teknik ( <i>Utilitas</i> ) .....	89
	4.4.1	Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air.....	89
	4.4.2	Unit Pembangkit Steam.....	97
	4.4.3	Unit Pembangkit Listrik.....	99
	4.4.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	102
	4.4.5	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	103
	4.4.6	Unit Pengolahan Limbah.....	103
4.5		Spesifikasi Alat-alat Utilitas .....	105
	4.5.1	Water Pretreatment Unit.....	105
	4.5.2	Unit Pengolahan Air untuk Umum.....	108
	4.5.3	Process and Cooling Tower Unit.....	109
	4.5.4	Demineralization Unit.....	111
	4.5.5	Alat-alat Pengadaan Steam.....	112
	4.5.6	Tangki Utilitas.....	114
	4.5.7	Pompa Utilitas.....	116
4.6		Laboratorium.....	127
	4.6.1	Kegunaan Laboratorium.....	127
	4.6.2	Program Kerja Laboratorium.....	128
	4.6.3	Alat Analisa Penting.....	131
4.7		Organisasi Perusahaan .....	132
	4.7.1	Bentuk Perusahaan.....	132
	4.7.2	Struktur Organisasi Perusahaan.....	133
	4.7.3	Tugas dan Wewenang.....	137
	4.7.4	Sistem Kepegawaian dan Gaji.....	146
	4.7.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	147



4.7.6	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	148
4.7.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	154
4.7.8	Manajemen Produksi.....	156
4.8	Evaluasi Ekonomi .....	157
4.8.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	157
4.8.2	Dasar Perhitungan.....	160
4.8.3	Perhitungan Biaya.....	161
4.8.4	Analisa Kelayakan.....	162
4.8.5	Hasil Perhitungan.....	164
<b>BAB V</b>	<b>PENUTUP</b> .....	<b>171</b>
	<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	<b>172</b>
	<b>LAMPIRAN</b>	



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi IPA diseluruh dunia ( Th 1995 ) -----	5
Tabel 1.2 Data Impor Ethyl Ether Indonesia -----	7
Tabel 1.3 Data Impor Acetone Indonesia -----	7
Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor ( R-01 ).....	30
Tabel 3.2 Neraca Massa KO-Drum ( KO-01 ) .....	30
Tabel 3.3 Neraca Massa Menara Destilasi ( MD-01 ) .....	31
Tabel 3.4 Neraca Massa Menara Destilasi ( MD-02 ) .....	31
Tabel 3.5 Neraca Massa Adsorber ( AD-01 ) .....	32
Tabel 3.6 Neraca Massa Total.....	32
Tabel 3.7 Neraca Panas Reaktor ( R-01 ) .....	33
Tabel 3.8 Neraca Panas KO-Drum ( KO-01 ).....	33
Tabel 3.9 Neraca Panas Menara Destilasi ( MD-01 ) .....	34
Tabel 3.10 Neraca Panas Menara Destilasi ( MD-02 ) .....	34
Tabel 3.11 Neraca Panas Adsorber ( AD-01 ) .....	35
Tabel 3.12. Neraca Panas Pertemuan antara Fresh Feed dan Arus Recycle .....	35
Tabel 3.13. Neraca Panas Menara Heater ( HT-01 ).....	36
Tabel 3.14. Neraca Panas Vaporizer ( VP-01 ).....	36
Tabel 3.15. Neraca Panas Heat Excanger ( HE-01 ).....	37
Tabel 3.16. Neraca Panas Condenser ( CD-01 ) .....	37
Tabel 3.17. Neraca Panas Menara Destilasi ( HT-02 ) .....	38
Tabel 3.18. Neraca Panas Condenser ( CD-02 ) .....	38

---



Tabel 3.19. Neraca Panas Reboiler ( RB-01 ).....	39
Tabel 3.20. Neraca Panas Menara Destilasi ( HT-03 ) .....	39
Tabel 3.21. Neraca Panas Condenser ( CD-03 ) .....	40
Tabel 3.22. Neraca Panas Reboiler ( RB-02 ).....	40
Tabel 3.23. Neraca Panas Cooler ( CL-01 ).....	41
Tabel 3.24. Neraca Panas Cooler ( CL-02 ).....	41
Tabel 3.25. Neraca Panas Cooler ( CL-03 ).....	42
Tabel 3.26. Neraca Panas Condenser ( CD-04 ) .....	42
Tabel 3.27. Neraca Panas Cooler ( CL-05 ) .....	43
Tabel 3.28. Neraca Panas Condenser ( CD-04 ) .....	43
Tabel 3.29. Neraca Panas Cooler ( CL-06 ).....	44
Tabel 4.1. Kebutuhan air pendingin.....	95
Tabel 4.2. Kebutuhan air untuk steam .....	96
Tabel 4.3. Kebutuhan air total.....	97
Tabel 4.4. Kebutuhan listrik alat proses.....	100
Tabel 4.5. Kebutuhan listrik untuk utilitas.....	101
Tabel 4.6. Penggolongan jabatan .....	148
Tabel 4.7. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian.....	149
Tabel 4.8. Perincian golongan dan gaji.....	152
Table 4.9. Indeks harga alat pada berbagai tahun .....	158
Tabel 4.10. Fixed Capital Investment .....	164
Tabel 4.11. Working Capital.....	165
Tabel 4.12. Manufacturing Cost.....	166



Tabel 4.13. General Expense ..... 167



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik <i>Diisopropyle Ether</i> .....	87
Gambar 4.2 Lay Out Proses .....	88
Gambar 4.3 Alir Proses Pengolahan Air dan <i>Steam</i> .....	104
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan .....	135
Gambar 4.5 Grafik Indeks Harga .....	159
Gambar 4.6 Grafik Nilai BEP dan SDP .....	170



## ABSTRACT

Preliminary design of Diisopropyle Ether with capacity 50,000 ton/year is a plant to be built in Cilacap ( Central Java ) in the area of land 2,2 ha. This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 144 employees.

Raw material needed is IsoPropil Alcohol 1.625.843,74 kg/ yers, its get by import from the producer country like Singapura, japan and China. This plant also needed about 837,8 kg/yers acid catalyst Zeolite beta and about 16.544,84 kg /yers of silica gel as a molecular sieve. The production process will be operated at temperature 150-210 °C, at pressure about of 10 atm using Fixed Bed, Singgel Bed Catalitic Reactor. The utility consist of 689,60 m<sup>3</sup> / day of cooling water, 116,45 m<sup>3</sup> / day of steam, for sanitasion about 49 m<sup>3</sup> / day of fuel while the power of electricity of about 325,77 kwh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of about \$13.696.529,05 or Rp.169.688.780,997. working capital of about \$21.434.220,68 dan Rp.203.625.096.431,03. Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 25,00%, while after tax is 15,00%, Pay out time (POT) before tax is 2,7022 years while after tax is 3,7031 years. The value of break event point (BEP) is for about 44,95% and shut down point (SDP) is of about 22,78% Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Diisopropyl Ether with capacity 50,000 ton/years is feasible to be built.



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Di era moderen ini, dengan semakin pesat berkembangnya teknologi disegala bidang memicu meningkatnya pemenuhan kebutuhan hidup bagi manusia. Hal ini lah yang kemudin memberikan stimulasi bagi para ilmuwan serta pabrikan besar untuk terus mengembangkan produk-produk inofatifnya demi memenuhi akan kebutuhan hidup masyarakat.

Salah satu sektor yang paling tampak perkembangannya adalah sektor otomotif. Dimana dengan semakin meningkatnya kebutuhan akan transportasi bagi msyarakat, hal ini yang kemudian menstimulasi pabrikan-pabrikan otomotif besar untuk semakin mengembangkan kualitas teknologi produknya, serta meningkatkan kuantitas produksi secara massal yang semata-mata demi memenuhi serta memanjakan para konsumennya

Peningkatan jumlah produksi produk-produk otomotif tersebut ternyata memberikan efek disegala bidang. Salah satu efek yang ditimbulkan adalah dengan meningkatnya kebutuhan bahan bakar yang cukup signifikan. Efek ini memang telah disadari oleh para produsen otomotif yaitu dengan memodifikasi mesin sehingga dapat digerakan dengan memanfaatkan bahan bakar yang dapat terbaharui seperti biogas, biodisel, bioetanol dan bahan bakar lainnya. Namun tidak dapat ditampik bahwa kebutuhan akan minyak bumi khususnya bensin sebagai



bahan bakar adalah masih cukup besar, karena penerapan teknologi tersebut diatas belum mampu memberikan kepuasan yang maximal bagi para konsumen.

Akibat dari hal-hal tersebut diatas adalah kebutuhan bahan bakar minyak bumi yang berkualitas terutama bensin menjadi sangat tinggi, hal ini pun juga memberikan efek domino yang besar juga yaitu dengan semakin meningkatnya eksplorasi minyak bumi besar-besaran diseluruh dunia. Namun hal yang perlu dicermati bahwa bensin sebagai salah satu bahan bakar pokok yang banyak digunakan oleh masyarakat masih mengandung bahan aditif yang dapat mencemari lingkungan dan membahayakan manusia. Bahan aditif tersebut biasanya berupa senyawa timbal yang terkandung didalam TEL (*Tetra Ethyl Lead*) yang ditambahkan dengan tujuan untuk menaikkan angka oktan bensin.

Angka oktan adalah parameter yang menunjukkan derajat *knocking* dari suatu bahan bakar di mana nilai dari angka oktan itu sendiri menunjukkan prosentase isooktan dalam campuran n-heptane dan isooktan yang mempunyai derajat *knocking* dengan bahan bakar yang diukur. (Wertheim, 1956)

Bahaya dari emisi gas buang kendaraan bermotor yang mengandung timbal ini sebagai logam berat yang terkandung didalam TEL dapat menyebabkan kanker dan kerusakan otak. Berbagai tekanan muncul seputar larangan penggunaan zat berbahaya ini khususnya dari para pemerhati lingkungan. Meskipun begitu penggunaan bahan aditif ini masih banyak dilakukan di negara-negara berkembang dan salah satunya adalah Indonesia. Dengan majunya teknologi modern, telah banyak diupayakan berbagai cara untuk mengurangi penggunaan bahan bakar bensin yang mengandung zat aditif berbahaya. Berbagai

upaya telah dilakukan antara lain dengan mencari bahan bakar alternatif yang dapat menggantikan bensin dan upaya lain adalah dengan mengembangkan zat aditif lain yang bisa ditambahkan ke dalam bensin sehingga angka oktannya bertambah namun tidak membahayakan kesehatan manusia. Upaya kedua yang saat ini banyak dikembangkan karena cara ini dinilai masih lebih mudah diterima oleh masyarakat. Salah satu alternatif bahan pengganti yang memiliki kualitas yang tidak jauh berbeda dan lebih ramah lingkungan adalah Diisopropil Ether (DIPE).

Diisopropil Ether (DIPE) merupakan zat aditif yang baik sebagai campuran untuk meningkatkan derajat *knocking* atau angka oktan bahan bakar bensin yang masih kurang maksimal digunakan dalam pengolahan minyak bumi. Dimana DIPE merupakan solvent aktif yang sangat baik sebagai campuran anti knock bahan bakar, yang tidak memiliki kecenderungan membentuk gumpalan-gumpalan pada suhu yang relatif rendah dalam campurannya. Selain itu DIPE juga memiliki kemampuan pembentukan isomerisasi pada campuran bahan bakar yang lebih baik dibandingkan dengan teknik isomerisasi yang ada pada industri pengilangan biasa. (Kirk Othmer, Second Edition).

Diisopropil Ether juga dikenal sebagai salah satu bahan pelarut (solvent) penting dalam industri kimia. Memiliki titik didih yang lebih tinggi dari pada pelarut – pelarut lainya seperti ethyl ether dan acetone membuat DIPE memberikan lebih banyak keuntungan dalam setiap proses pemisahan campuran suatu zat. Kelarutanya yang sangat kecil dalam air menjadikan DIPE sangat baik dalam mengekstraksi senyawa-senyawa asam seperti asam asetat, asam laktat dan jenis asam lainya dari larutan-larutan yang mengandung air. Selain itu DIPE juga

baik dalam melarutkan mineral-mineral yang berasal dari tumbuhan, hewan, lemak, lilin, serta protein-protein nabati lainnya. (Kirk Othmer, Second Edition)

Kelarutan DIPE dalam senyawa paraffin akan berkurang dengan cepat ketika ditambahkan pelarut acetone dalam jumlah yang sama atau dengan menurunkan temperatur campuran, tanpa merubah kelarutan campuran paraffin tersebut. Karena alasan ini lah DIPE, baik sendiri ataupun dicampur dengan pelarut-pelarut yang lain sangat baik digunakan dalam proses perengkahan senyawa-senyawa paraffin dalam proses pengolahan minyak bumi. (Kirk Othmer, Second Edition)

Selain itu DIPE juga sangat bermanfaat dalam industri textile, farmasi, rokok, cat, semen dan industri-industri kimia pada umumnya.

Mengingat banyaknya kegunaan dan semakin meningkatnya kebutuhan DIPE dunia pada umumnya dan Indonesia khususnya, maka pendirian pabrik DIPE di Indonesia merupakan gagasan yang menarik terlebih lagi di Indonesia kebutuhan DIPE selama ini masih terpenuhi dari import. Pada akhirnya pendirian pabrik ini akan dapat menambah devisa, menampung tenaga kerja dan memperluas sektor industri sehingga kondisi perekonomian Indonesia dapat ditingkatkan.

Gagasan pendirian pabrik ini didasarkan pada beranekaragamnya fungsi yang berhubungan erat dengan tingkat permintaan pasar atas product DIPE, ketersediaan bahan baku IsoPropyl Alcohol baik dari dalam dan luar negeri, serta tingkat kebutuhan bahan pembanding sejenis yang memiliki fungsi yang hampir sama seperti TEL, Acetone, Ethyl Ether dan zat lainnya.

Untuk Fungsi, manfaat serta kegunaan dari DIPE telah dibahas pada Alinea sebelumnya. Sedangkan untuk ketersediaan bahan baku IPA dapat dilihat dari tabel dibawah ini:

Tabel 1.1. Kapasitas Produksi IPA diseluruh dunia ( Th 1995 )

United States		Capacity, ton x 10 <sup>3</sup>
ARCO Chemical Co.	Texas	30
Exxon Chemical Co.	Los Angeles	295
Shell Chemical Co.	Texas	273
Union Carbide Co.	Texas	250
Europe		
Shell Chemie, SA.	France	120
Hbls Aktiengesellschaft	Germany	75
Fbr Mineralul Und Chemie	Germany	140
Industrias Quimicas Asociadas, SA.	Spain	36
BP Chemical, LTD.	U.K	85
Shell Chemical , LTD.	U.K	105
Shell Nederland Chemie BV.	Netherland	250
Asia		
Jinzou Petrochemical Crop	China	60
Mitsui Toatsu Chemical Inc.	Japan	33
Tokuyama Soda Co, LTD.	Japan	60
Nippon Petrochemical Co, LTD.	Japan	38
Shell Eastern Chemical, LTD.	Singapura	70
Lucky, LTD.	South Korea	30
Yukong, LTD	South Korea	35
Lee Chang Yung Chemical Ind Crop	Taiwan	45
TOTAL		2.030

( Sumber : Kirk Othmer, Fourth Edition).

Dari tabel diatas dapat kita lihat bahwa ketersediaan bahan baku IPA sangat mencukupi, dimana pada tahun 1995 produksi IPA dunia mencapai 2.030.000 metric Ton/tahun. Diperkirakan dengan persen kenaikan per tahunnya 2%, maka kebutuhan akan bahan baku IPA tidak akan menjadi sebuah halangan.

Untuk produk pembanding TEL (*Tetra Ethyl Lead*), mengalami peningkatan produksi yang cukup signifikan dengan juga dibarengi tingkat kebutuhannya yang semakin meningkat pula. Tercatat pada tahun 1965 produksi TEL dunia telah mencapai 604.000 metric ton/ tahun, dengan angka peningkatan produksi 3% / tahun, dan peningkatan kebutuhan sekitar 7% / tahun, Hal ini menunjukan bahwa kebutuhan TEL dunia masih sangat besar. (Kirk Othmer, Fourth Edition).

Dari data BPS Menunjukan tingkat Impor TEL dalam Negeri yang relatif stabil, yaitu berkisar antara 4.000 ton / tahun dan ekspor TEL indonesia sampai tahun 2004 masih kosong. Ini menandakan bahwa konsumsi TEL dalam negeri masih cukup besar karena tidak mampu mengekspor keluar negeri ( Buku Impor tahunan BPS)

Sedangkan untuk produk pembanding pelarut lainnya seperti Acetone dan Ethyl Ether tingkat impor indonesia dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 1.2. Data Impor Ethyl Ether Indonesia

Tahun	Jumlah ( kg )
2000	8.518
2001	524.309
2002	6.995
2003	12.674
2004	31.755

( Sumber : Buku Impor Tahunan, BPS )

Tabel 1.3. Data Impor Acetone Indonesia

Tahun	Jumlah ( kg )
2000	10.494.524
2001	9.085.971
2002	10.988.835
2003	12.674.556
2004	13.401.124

( Sumber : Buku Impor Tahunan, BPS )

Dari data diatas dapat kita simpulkan bahwa kebutuhan indonesia untuk pelarut sejenis (DIPE) masih cukup besar. Maka diharapkan dengan didirikannya pabrik ini mampu memperingan kebutuhan bahan-bahan yang selama ini masih di Impor dari luar.

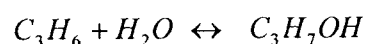
DIPE telah diproduksi di USA sejak tahun 1963 dengan kapasitas 5.253.000 lb / tahun yang merupakan hasil samping dari pembuatan IsoPropil Alcohol. Hingga kini DIPE masih terus diproduksi di beberapa negara besar

dengan kapasitas yang tidak begitu besar, karena merupakan hasil samping dari pembuatan IsoPropil Alcohol. Oleh karena dari beberapa uraian diatas yang melatar belakangnya maka didirikanlah pabrik Diisopropil Ether ( DIPE ) di Indonesia dengan kapasitas 50.000 ton / tahun. Dengan harapan mampu mengakomodir kebutuhan dalam negri khususnya dan luar negri pada umumnya.

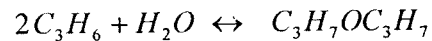
Selain menghasilkan Diisopropil Ether ( DIPE ) sebagai produk utamanya, Propilen juga dihasilkan sebagai produk sampingnya dengan kapasitas kurang lebih 10.000 ton / tahun. Propilen merupakan salah satu bahan baku dasar yang mampu menghasilkan produk kimia lainnya. Dimana dalam dunia industri propilen sering digunakan untuk memproduksi zat-zat seperti Alkylate, Polimer gasoline, Propylen Oligomers, Polypropylen, Acrylonitrile, Propilen Oxide, Cumene, Butyraldehydes serta beberapa senyawa kimia lainnya. Selain itu Propilen merupakan bahan baku utama dalam pembuatan Isopropil Alcohol (IPA) yang nota bene merupakan bahan utama dalam pembuatan Diisopropil Ether (DIPE). Diharapkan dengan adanya hasil samping ini, dapat meningkatkan pendapatan usaha, serta sedikit mengurangi ketergantungan atas bahan baku Propilen di Indonesia terhadap asing.

## 1.2. TINJAUAN PUSTAKA

Pembuatan Diisopropil Ether (DIPE) memiliki banyak cara. Umumnya DIPE diperoleh dari hasil samping pembuatan Isopropil Alcohol (IPA) yaitu dengan hidrasi propilen menurut reaksi sebagai berikut



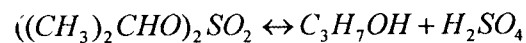
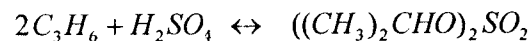
kondisi ini juga menghasilkan DIPE sebagai hasil samping yang merupakan kelanjutan dari reaksi tersebut, penjumlahan dari reaksi tersebut yaitu



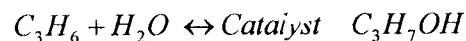
kedua reaksi kesetimbangan tersebut terjadi dengan bantuan katalis asam meliputi reaksi hidrasi dan dehidrasi atau Etherifikasi yang menghasilkan dua jenis zat Isopropil Alkohol (IPA) dari proses hidrasi propilen dan Diisopropil Ether (DIPE) dari proses dehidrasi atau etherifikasi propilen.

Terdapat dua jenis proses pembuatan Isopropil Alkohol (IPA) dari Propilen, yaitu *Direct Hydration* dan *Indirect Hydration* dengan mekanisme reaksi sebagai berikut :

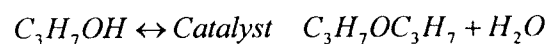
1. Untuk *Indirect Hydration* dijalankan dengan menggunakan katalis cair, yaitu larutan  $H_2SO_4$  dengan mekanisme reaksi sebagai berikut :



2. Untuk *Direct Hydration* dijalankan dengan menggunakan katalis asam padat seperti Zeolite Beta dengan mekanisme sebagai berikut :



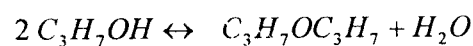
Kedua proses reaksi diatas sama-sama menghasilkan reaksi samping Diisopropil Ether (DIPE), yang dihasilkan dari proses dehidrasi atau etherifikasi dari Isopropil Alkohol (IPA) yang terbentuk dari reaksi utama, dengan mekanisme reaksi sebagai berikut:



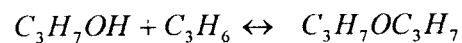


Antara reaksi utama Hydration baik direct ataupun indirect yang menghasilkan Isopropil Alkohol (IPA) dan reaksi samping *Dehydration* atau *Etherification* yang menghasilkan Diisopropil Ether (DIPE) terjadi pada satu reaktor dengan kondisi operasi yang sama dan jenis katalis yang sama juga.

Seperti diketahui juga bahwa dehidrasi IPA dapat membentuk DIPE menurut reaksi



Reaksi kesetimbangan ini juga terjadi dengan katalis asam. Selain itu alkoholisis IPA untuk membentuk DIPE juga memungkinkan terjadi menurut reaksi



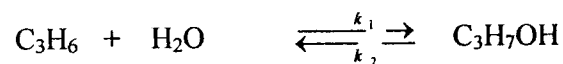
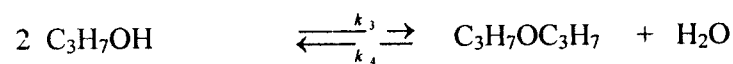
dari keseluruhan reaksi tersebut untuk memperoleh DIPE dapat dilakukan dengan mengatur kondisi operasi yang tepat reaksi tersebut. (Woods, 1977)

Konversi pembentukan Isopropil Alkohol (IPA) dari air dan propilen membutuhkan kondisi operasi suhu dan tekanan yang lebih tinggi dibandingkan dengan konversi pembentukan Diisopropil Ether (DIPE) dari Isopropil Alkohol (IPA). Hal ini disebabkan karena proses hidrasi pembentukan Isopropil Alkohol (IPA) dari propilen dapat berjalan maksimal pada kondisi operasi suhu dan tekanan yang tinggi dibandingkan reaksi dehidrasi Isopropil Alkohol (IPA) menjadi Diisopropil Ether (DIPE). Oleh karena itu jika kedua reaksi diatas dijalankan pada singel reaktor reaksi dehidrasi pembentukan Diisopropil Ether (DIPE) hanya sebagai reaksi samping saja, karena jumlahnya yang relatif kecil dibandingkan Isopropil Alkohol (IPA) yang terbentuk. ( Harandi ; US Patent 5.144.086, 1992)

Reaksi Isopropil Alkohol (IPA) dari Air dan Propilen tersebut terjadi pada range kondisi suhu 100 - 250 °C dan optimal pada suhu 130°C - 160°C, dan tekanan operasi 100 - 12000 psi ( Kirk Othmer, Fourth Edition).

Sedangkan dari referensi lain kondisi operasi pembentukan Isopropil Alkohol (IPA) dan Diisopropil Ether (DIPE) pada singel reaktor dengan menggunakan katalis asam memiliki range suhu antar 50 °C - 450 °C, optimal pada suhu 100°C - 250°C dan sangat baik pada range suhu 120°C - 220°C. sedangkan range tekanan yang diizinkan antara 9 atm - 230 atm dan optimal pada tekanan 35atm – 135 atm yang dijalankan dalam sebuah reaktor tipe *Fixed Bed* (Beech, Jr ; US Patent 5.138.102, 1992).

Dari uraian diatas, maka pada perancangan kali ini pembuatan Diisopropil Ether (DIPE) dihasilkan dengan menggunakan bahan baku Isopropil Alkohol (IPA) melalui mekanisme reaksi *Dehydration* atau Etherifikasi pada kondisi operasi yang relatif lebih kecil dibandingkan pada reaksi *Hydration* pembentukan Isopropil Alkohol (IPA). Mekanisme reaksi pembentukannya dapat dijelaskan dengan reaksi sebagai berikut :



Asumsi yang dibangun kenapa memilih Isopropil Alkohol (IPA) sebagai bahan baku adalah sebagai berikut :

1. Dengan menggunakan Propilen ataupun Isopropil Alkohol (IPA) sebagai bahan baku, keduanya masih memiliki range kondisi operasi yang sama.



2. Jenis reaktor yang digunakan untuk kedua jenis bahan baku tersebut adalah sama, yaitu jenis reaktor gas dengan bed katalis padat ( fixed bed reaktor )
3. Jika menggunakan Propylen sebagai bahan baku, maka jenis reaktor yang digunakan akan menjadi lebih mahal. Karena dibutuhkan reaktor dengan kondisi operasi yang sangat tinggi yang bekerja pada tekanan dan suhu yang tinggi pula agar mampu menghidrasi sempurna propylen menjadi Isopropil Alkohol (IPA) yang kemudian membentuk DIPE.

Sedangkan kondisi operasi yang digunakan pada prarancangan pabrik Diisopropil Ether (DIPE) kali ini yaitu dajalan kan pada range suhu  $155^{\circ}\text{C} - 220^{\circ}\text{C}$ , dan tekanan antar 9 atm – 10 atm yang dijalankan dalam sebuah reaktor Fixed Bed ( singel bed ) dengan menggunakan katalis asam padat Zeolite Beta. Kondisi operasi ini dipilih dengan tujuan untuk menjaga agar campuran zat pada reaktor tetap dalam fase gas dan untuk meminimalisir Propilen yang terbentuk serta memaksimalkan Diisopropil Ether (DIPE) yang terbentuk.

Terbentuknya Propilen pada proses reaksi diatas disebabkan karena range kondisi operasi pembetulan Isopropil Alkohol (IPA) dari Propilen dan Diisopropil Ether (DIPE) dari Isopropil Alkohol (IPA) terjadi pada range operasi yang sama. Selain itu dalam setiap proses reaksi alkohol akan menghasilkan Ether dan alkena sebagai hasil sampinganya. Kedua reaksi diatas adalah reaksi bolak balik dengan konstanta K (kecepatan Reaksi) yang cukup tinggi, baik kearah produk maupun kembali kerah hasil. Sehingga dalam satu kali proses mampu menghasilkan dua jenis zat sekaligus yaitu Propilen dan Diisopropil Ether (DIPE).

Permuanian produk Diisopropil Ether (DIPE) menggunakan menara destilasi hingga kemurnian diatas 99%, Sedangkan untuk recycle Isopropil Alkohol (IPA) digunakan Menara Destilasi dan Adsrober agar mampu melewati titik azeotroph campuran alkohol dan air. (Beech, Jr. ; US Paten 5,324,865, 1992)



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. Spesifikasi Produk

##### Diisopropil Ether (DIPE)

Rumus Molekul	: $C_3H_7OC_3H_7$
Berat Molekul	: 102,17 g/mol
Titik didih	: 342.15 K (1 atm)
Densitas	: 725 kg/m <sup>3</sup>
Suhu kritis	: 500,05 K
Tekanan kritis	: 28,79 bar
Kemurnian	: 99,5 % wt
Wujud	: cair (35 °C, 1 atm)

##### Propilen (Produk Samping)

Rumus Molekul	: $C_3H_6$
Kenampakan	: gas, jernih ( STP ) : cair, bening ( 20 atm ; 30 °C )
Berat Molekul	: 42,08
Titik didih	: - 47,8 °C ( 1 atm ) : 49,6 °C ( 20 atm )
Titik Beku	: -185,5 °C ( 1 atm )
Komposisi	: $C_3H_6$ = 98 % : $C_3H_8$ = 2 %
Kemurnian	: 99,98%

## 2.2. Spesifikasi Bahan

### 2.2.1. Spesifikasi Bahan Baku

#### Isopropyle Alcohol (IPA)

Kenampakan	: cairan tak berwarna
Rumus Molekul	: $C_3H_8O$
Berat Molekul	: 60,096 g/mol
Titik didih	: 355 K (1 atm)
Densitas	: 785 kg/m <sup>3</sup>
Suhu kritis	: 508,3 K
Tekanan kritis	: 47,643 bar
Kemurnian	: 99 % $C_3H_8O$ ; 1 % $H_2O$
Wujud	: cair (35 °C, 1 atm)

### 2.2.2. Bahan Pembantu

#### Katalis Zeolite Beta

Bahan Utama	: $ZrO_2$
Bulk Density	: 1500 kg/m <sup>3</sup>
Void fraction	: 0.32
Bentuk	: bola

### 2.3. Pengendalian Kualitas

#### 2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Evaluasi yang digunakan yaitu standar yang hampir sama dengan standar Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- a. Kemurnian dari bahan baku *Isopropyle Alcohol*.
- b. Kandungan di dalam *Isopropyle Alcohol*.
- c. Kadar air dan zat pengotor.

#### 2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk

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 di-*set* 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 control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

◆ *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda atau 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.

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 *Diisopropil Ether* 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 *Diisopropil Ether* di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisiknya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Diisopropil Ether*.

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

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Diisopropil Ether dan propylen* 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.

### **2.3.3. 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 yang ada.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1. Uraian Proses

Bahan baku yang digunakan adalah IsoPropil Alcohol (IPA) dengan kemurnian 98.9 %. Reaktan IsoPropil Alcohol (IPA) dipompakan oleh P-02 dari storage pada P 1atm dan suhu 35°C kemudian dicampur dengan arus recycle dari hasil atas Adsrober yang dipompa oleh P-11 dengan suhu 82.96°C dan P 1 atm, dimana pada titik pertemuan antara fresh feed dan *recycle* suhu campurannya turun menjadi 44.69°C dan P 1atm.

Sebelum diumpakan ke Reaktor campuran antara *fresh feed* dan *recycle* ditreatment suhu dan tekanannya terlebih dahulu agar sesuai dengan kondisi operasi didalam Reaktor. Dimana campuran tersebut dipompakan terlebih dahulu oleh P-03 untuk dinaikan tekananya dari P 1atm menjadi 10 atm, yang kemudian dialirkan ke HT-01 dan VP-01 untuk ditreatment suhunya. Pada HT-01 campuran bertekanan 10 atm tersebut di panaskan dengan menggunakan seteam 121°C untuk dinaikan suhunya dari 44.69°C menjadi 91.79°C. Sebelum diuapkan di VP-01 campuran tersebut dialirkan terlebih dahulu ke HE-01 untuk dimanfaatkan suhunya guna mendinginkan hasil keluaran reaktor dan juga menjenuhkan campuran tersebut sebelum diuapkan diVP-01. Pada HE-01 campuran antara *fresh feed* dan *recycle* tersebut mengalami kenaikan suhu dari 91.79°C menjadi 154.27°C yang merupakan *boiling point* dari campuran tersebut. Di VP-01



campuran tersebut diuapkan menjadi gas pada suhu 154.27 °C dan P 10 atm dengan menggunakan steam 165.56°C.

Bahan baku IsoPropil Alcohol (IPA) yang telah mengalami treatment suhu dan tekanan tersebut kemudian di umpankan ke dalam reaktor R-01 pada suhu 154.27 °C dan P 10 atm. Reaktor yang digunakan adalah tipe *Fixed Bed Single tube* dengan menggunakan katalis asam padat Zeolite Beta. Terjadi dua reaksi didalam reaktor yaitu reaksi *Dehydration* atau Etherifikasi dari IsoPropil Alcohol (IPA) menjadi DiIsopropil Ether (DIPE) dan air yang merupakan reaksi utama dan reaksi samping yang merupakan reaksi balik dari IsoPropil Alcohol (IPA) menjadi Propilen dan Air. Reaksi bersifat eksotermis yang menghasilkan panas namun karena range kondisi operasi yang besar, maka tidak memerlukan pendingin pada reaktor. Gas keluar reaktor berupa campuran antara IsoPropil Alcohol (IPA) yang tidak bereaksi, Air, Propilen, serta DiIsopropil Ether (DIPE) yang terbentuk melalui proses reaksi diatas yang keluar pada suhu 218 °C dan tekanan P 9,5 atm.

Campuran Gas keluar reaktor tersebut kemudian didinginkan untuk dijenuhkan sebelum diembunkan pada CD-01 oleh HE-01 dengan memanfaatkan cairan yang keluar dari HT-01 dari suhu keluar reaktor pada 218 °C menjadi 162.72 °C pada P 9.5 atm. Kemudian campuran gas tersebut di embunkan oleh *condenser parsial* CD-01 hingga suhu 65 °C untuk mengembunkan sebagian besar campuran gas yang kemudian dialirkan ke *KO-Drum* agar dipisahkan antara fase gas dan cairnya.

Fase gas dari *Ko-Drum* keluar sebagai hasil atas yang mengandung 99.99% propilen pada suhu 65°C dan P 9.5 atm. Kemudian gas ini dialirkan ke kompresor untuk dinaikan tekananya menjadi 20 atm. Dimana akibat proses kompresi ini suhu gas naik dari 65 °C menjadi 98.8 °C. Gas bertekanan tinggi ini kemudian dialirkan ke CL-04 untuk dijenuhkan dari suhu 98.8 °C menjadi 50.75°C yang kemudian di embunkan dalam condenser total CD-05 untuk dicairkan seluruhnya yang ditampung dalam ACC-04. Sebelum di simpan dalam *storage*, Cairan tersebut didinginkan terlebih dahulu oleh CL-05 dari suhu 50.75 °C menjadi 40 °C untuk menjaga agar tetap dalam kondisi cair didalam tangki penyimpanan. Propilen cair tersebut disimpan dalam *storage* sebagi produk II dalam kondisi suhu 40°C dan P 20 atm.

Sedangkan fase cair dari *KO-Drum* keluar sebagai hasil bawah yang terdiri dari campuran Air, IsoPropil Alcohol (IPA), dan produk utama DiIsopropil Ether (DIPE). Campuran cairan ini diturunkan terlebih dahulu tekananya dengan *expansion valve* EX-01 dari p 9.5 atm menjadi 1.2 atm kemudian dipanaskan oleh HT-02 untuk menjenuhkanya terlebih dahulu sebelum diumpankan ke MD-01 yaitu dari suhu 65 °C menjadi 89.9 °C. Umpan masuk MD-01 dalam kondisi cair jenuh pada suhu 89.9 °C dan P 1.2 atm. Didalam MD-01 terjadi pemisahan komponen berdasarkan pada perbedaan titik didih, dengan tujuan untuk memurnikan product utama DiIsopropil Ether (DIPE). Hasil atas dari MD-01 adalah campuran uap dari DiIsopropil Ether (DIPE) dan sedikit IsoPropil Alcohol (IPA) pada suhu 68.62 °C dan P 1atm. Kemudian campuran uap ini diembunkan seluruhnya dalam *condenser* CD-02 dan ditampung dalam *accumulator* ACC-01



lalu dipompakan kembali ke MD-01 sebagai refluks dan sebagian sebagai destilat MD-01. Destilat MD-01 yang mengandung 99.50% Dilsopropil Ether (DIPE) didinginkan di CL-01 dari suhu 68.62 °C menjadi 35 °C. Dilsopropil Ether (DIPE) tersebut kemudian di simpan dalam *storage* sebagai Produk I dalam kondisi suhu 35 °C dan P 1 atm.

Hasil bawah MD-01 yang terdiri dari campuran cairan IsoPropil Alcohol (IPA) dan Air dialirkan ke *reboiler* RB-01 untuk diuapkan sebagian, dan sisa cairannya di umpankan ke HT-03 untuk dijenuhkan kembali sebelum di umpankan ke MD-02 dari suhu 89.47 °C menjadi 100.3 °C. Umpan masuk MD-02 dalam kondisi uap jenuh pada suhu 100.3 °C dan P 1.2 atm. Didalam MD-02 terjadi pemisahan komponen berdasarkan pada perbedaan titik didih, tujuan utama penggunaan MD-02 untuk memurnikan bahan baku IsoPropil Alcohol (IPA) dari Air sebagai *recycle* yaitu dengan cara mencapai titik *Azeotroph* dari campuran IsoPropil Alcohol (IPA) dan Air yang kemudian dilakukan pemisahan lanjutan didalam *Adsrober*. Hasil atas dari MD-02 adalah campuran uap dari IsoPropil Alcohol (IPA) dan sedikit Air pada suhu 89.47 °C dan P 1atm. Kemudian campuran uap in di embunkan sebagian dalam *condenser* CD-03 dan ditampung dalam *accumulator* ACC-02 lalu dipompakan kembali ke MD-02 sebagai refluks dan sebagian sebagai destilat MD-02.

Destilat MD-02 yang masih dalam keadaan gas yang mengandung 86.65% IsoPropil Alcohol (IPA) dialirkan kedalam *Adsrober* AD-01 pada suhu 89.47 °C dan P 1atm. Didalam *Adsrober* AD-01 kandungan uap airnya dijerat oleh bahan isian berupa silica gel dengan tujuan menaikkan konsentrasi IsoPropil Alcohol

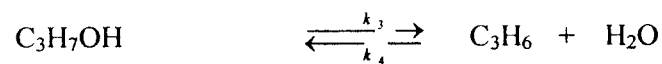
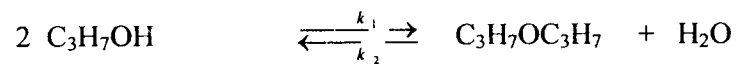
(IPA) sebagai *recycle*. Hasil atas menara *Adsrober* AD-01 adalah berupa gas yang mengandung 98.96% IsoPropil Alcohol (IPA) pada suhu 89.47 °C dan P 1 atm. Arus gas *recycle* tersebut didinginkan terlebih dahulu di dalam CL-03 dari suhu 89.47 °C menjadi 82.95 °C, yang kemudian diembunkan seluruhnya pada *condenser* CD-04 sebelum dicampur dengan *fresh feed* dari *storage*. Dimana cairan *recycle* ini ber suhu 82.95 °C dan P 1 atm. Sedangkan hasil bawah dari MD-02 dengan suhu 102.45°C dan P 1.2 atm yang terdiri dari campuran cairan IsoPropil Alcohol (IPA) dan Air dialirkan ke *reboiler* RB-01 untuk diuapkan sebagian, dan sisa cairanya di alirkan ke Unit Pengolahan Limbah yang sebelumnya didinginkan terlebih dahulu oleh CL-02 hingga suhunya menjadi 35°C.

### 3.1.1. DASAR REAKSI

Jenis reaksi yang terjadi pada proses pembuatan Diisopropil Ether (DIPE) dari IsoPropil Alcohol (IPA) adalah *two phase reversible catalytic heterogen reaction* yang bersifat eksotermis. Yaitu merupakan reaksi bolak balik heterogen yang terdiri dari dua fase yaitu Gas – Solid yang menggunakan catalis padat dan menghasilkan panas (Eksotermis). Dimana proses yang terjadi adalah pemecahan molekul –molekul alcohol dalam IsoPropil Alcohol (IPA) menjadi Air dan senyawa Ether yaitu Diisopropil Ether (DIPE) dengan jalan menyediakan sebuah kondisi yang *extreme* yang mampu menyebabkan pecahnya ikatan Hidrogen dan Oksigen yang ada pada IsoPropil Alcohol (IPA) yang kemudian membentuk kesetimbangan baru dalam bentuk senyawa yang lain yaitu Air dan

Diisopropil Ether (DIPE). Jenis reaksi diatas sering dikenal dengan proses *Dehydration* atau *Etherification*.

Proses diatas terjadi dalam sebuah reactor fixed bed dengan bantuan katalis padat dan terjadi pada kondisi yang relatif tinggi yaitu pada suhu 150 °C – 220 °C dan pada tekan 9 atm – 10 atm, yang dapat dijelaskan dalam reaksi berikut:



Dari reaksi diatas dapat kita lihat bahwa IsoPropil Alcohol (IPA) selain membentuk Diisopropil Ether (DIPE) juga membentuk kembali Propilen dan Air (“Air dan Propilen merupakan bahan baku dalam industri pembuatan IsoPropil Alcohol (IPA)”). ( Kirk Othmer, Fourth Edition )

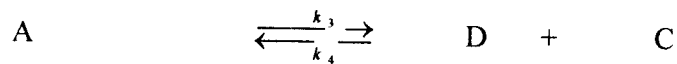
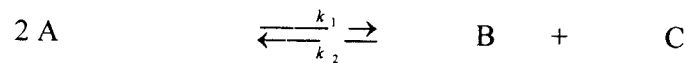
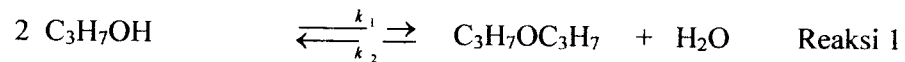
Pada dasarnya proses pembuatan Isopropil Alkohol (IPA) dari Propilen baik dengan cara *Direct* maupun *Indirect hydration* dalam satu singgel reaktor pasti akan menghasilkan reaksi samping yang akan membentuk Diisopropil Ether (DIPE), yang mana bentuk reaksinya adalah kebalikan dari reaksi diatas. Hal inilah yang menyebabkan terbentuknya propilen pada proses reaksi pembuatan Diisopropil Ether (DIPE) dari Isopropil Alkohol (IPA). Yang mana kondisi operasi pembuatan Isopropil Alkohol (IPA) dari Propilen dan Diisopropil Ether (DIPE) dari Isopropil Alkohol (IPA) terjadi pada range operasi yang sama dan pada satu jenis katalis yang sama juga yang terjadi pada satu singgel reaktor. Range kondisi operasi reaksi tersebut yaitu untuk suhu berkisar antara 50 °C - 450 °C dan



tekanan antara 9 atm – 230 atm. Sedangkan dari referensi yang lain didapat bahwa dalam proses pembuatan IPA dari Propilen memiliki kondisi operasi yaitu suhu berkisar antara 130°C - 160°C dan tekanan berkisar antara 10 atm – 80 atm. Dari keterangan diatas terbukti bahwa kondisi operasi kedua reaksi diatas adalah pada range yang sama. ( Kirk Othmer, Fourth Edition , Beech, Jr. ; US Paten 5,138,102, 1992).

Reaksi samping pembentukan Propilen dan Air diatas tidak dapat diabaikan atau dianggap tidak terjadi, karena kedua reaksi diatas bersifat *reversible* (bolak-balik) dengan konstanta K (kecepatan Reaksi) yang cukup tinggi, baik kearah produk maupun kembali kearah hasil. Oleh karena itu besar kecilnya bahan baku yang disuplai ke reaktor akan sangat mempengaruhi besar kecilnya Diisopropil Ether (DIPE) dan Propilen yang akan terbentuk.

Kecepatan reaksi pembentukan Diisopropil Ether dan Propilen dapat dijelaskan sebagai berikut :



Dengan nilai-nilai K sebagai berikut :

$$k_1 = 5,0976 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

$$k_2 = 1,7131 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

$$k_3 = 4,4608 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

$$k_4 = 6,2078 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

( Sumber: Harandi ; US Patent 5.144.086, 1992)

Jika :  $r_1$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan DIPE dan Air dari IPA

$r_2$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan IPA dari DIPE dan Air

$r_3$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan Propilen dan Air dari IPA

$r_4$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan IPA dari Propilen dan Air

$$\text{Maka : } r_1 = K_1 C_A^2 \dots\dots\dots(1)$$

$$r_2 = K_2 C_B C_C \dots\dots\dots(2)$$

$$r_3 = K_3 C_A \dots\dots\dots(3)$$

$$r_4 = K_4 C_D C_C \dots\dots\dots(4)$$

Dari devinisi diatas kita dapat jabarkan kecepatan pembentukan setiap zat yang dapat digambarkan sebagai berikut:

$$\text{Kecepatan pembentukan DIPE} = \frac{1}{2} K_1 C_A^2 - \frac{1}{2} K_2 C_B C_C$$

$$\text{Kecepatan pembentukan IPA} = K_2 C_B C_C - K_1 C_A^2 - K_3 C_A + K_4 C_D C_C$$

$$\text{Kecepatan pembentukan Air} = -\frac{1}{2} K_2 C_B C_C + \frac{1}{2} K_1 C_A^2 + K_3 C_A - K_4 C_D C_C$$

$$\text{Kecepatan pembentukan Propilen} = K_3 C_A - K_4 C_D C_C$$

Jika kedua reaksi diatas kita definisikan dalam bentuk persamaan kecepatan reaksi, dimana reaksi satu terhadap kecepatan pembentukan DIPE dan reaksi dua terhadap kecepatan pembentukan IPA maka didapat persamaan sebagai berikut :

$$\text{Reaksi 1 (R}_1\text{)} = K_1 C_A^2 - K_2 C_B C_C \dots\dots\dots(5)$$

$$\text{Reaksi 2 (R}_2\text{)} = K_4 C_D C_C - K_3 C_A \dots\dots\dots(6)$$

Maka kecepatan pembentukan masing-masing zat dapat didefinisikan lagi sebagai berikut :

$$\text{Kecepatan pembentukan DIPE} = -\frac{1}{2} R_1 \dots\dots\dots(7)$$

$$\text{Kecepatan pembentukan IPA} = R_2 - R_1 \dots\dots\dots(8)$$

$$\text{Kecepatan pembentukan Air} = \frac{1}{2} R_1 - R_2 \dots\dots\dots(9)$$

$$\text{Kecepatan pembentukan Propilen} = -R_2 \dots\dots\dots(10)$$

Dari uraian diatas dapat kita simpulkan bahwa untuk lebih memaksimalkan produk DIPE maka perlu diciptakan kondisi operasi yang optimum untuk pembentukan DIPE dan sekaligus kondisi minimum untuk pembentukan propilen. Sehingga reaksi pertama dapat lebih dominan dibandingkan reaksi yang kedua.

Reaksi pembentukan Propilen memiliki kondisi operasi yang lebih tinggi dibandingkan pada reaksi pembentukan DIPE, sedangkan untuk kedua reaksi tersebut memiliki range kondisi reaksi yang besar yaitu suhu berkisar 50 °C - 450 °C dan tekanan antara 9 atm – 230 atm. Dari uraian diatas pula terbukti bahwa kondisi operasi kedua reaksi diatas adalah pada range yang sama. Karena alasan itulah maka pada prarancangan ini diambil kondisi minimalis yaitu suhu antara 150 °C – 220 °C dan pada tekan 9 atm – 10 atm, dengan harapan dapat lebih

maksimal product DIPE yang terbentuk tanpa mengenyampingkan juga Propilen dan Air yang akan terbentuk.

Konfersi reaksi-reaksi diatas adalah relatif kecil. Dimana konfersi pembentukan IPA dari Propilen adalah berkisar 65% - 75%, Sedangkan konfersi reaksi DIPE dari IPA adalah Berkisar antara 57% - 60% dengan asumsi pada range kondisi operasi yang sama. Oleh karena itu perlu di adakan recycle bahan baku untuk lebih memaksimalkan produk yang terbentuk dan meminimalisir kebutuhan bahan baku. ( Kirk Othmer )

Sedangkan untuk dapat mempercepat terjadinya reaksi, digunakan katalis padat yaitu katalis asam Zeolite Beta. Dimana selain berfungsi untuk mempercepat reaksi, katalis juga berfungsi memberikan tempat untuk bereaksi bagi molekul-molekul yang akan bereaksi dan juga memperlambat waktu tinggal untuk lebih mendapatkan konfersi yang maksimal. (Beech, Jr. ; US Paten 5,138,102, 1992)

Zeolite beta merupakan tipe katalis asam yang sering digunakan dalam proses oksidas dalam berbagai industri kimia. Kesetabilannya dalam suhu tinggi, sifat permukaanya yang berpori, kemampuan penukaran ion, serta kombinasi dari beberapa sifat-sifat katalis lainnya membuat zeolite menjadi katalis yang sangat dominan digunakan dalam industri kimia.

### 3.1.2. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

#### 3.1.2.1 Neraca Massa

Tabel 3.1. Neraca Massa Reaktor ( R-01 )

Komponen	Masuk Reaktor (kg/jam)			Keluar Reaktor
	Fresh Feed	Recycle	Total Umpan Reaktor	kg/jam
Propylne	0,0000	0,0000	0,0000	1.328,8663
IPA	9.919,5900	2397,4080	1.2316.9980	3.028,7686
DIPE	0.0000	7,0085	7,0085	6.288,3908
H2O	115,2903	18,1137	133,4039	1.811,3847
<b>Sub Total</b>	1.0034,8803	2.422.5301	1.2457,4104	1.2457,4104
<b>Total</b>	1.2457,4104		1.2457,4104	1.2457,4104

Tabel 3.2. Neraca Massa KO-Drum ( KO-01 )

Komponen	Masuk KO-Drum	Keluar KO-Drum (kg/jam)	
	kg/jam	Hasil Atas	Hasil Bawah
Propylne	1.328,8663	1.328,8663	0,0000
IPA	3.028,7686	0,0006	3.028,7680
DIPE	6.288,3908	0,0024	6.288,3884
H2O	1.811,3847	0,0000	1.811,3847
<b>Sub Total</b>	1.2457,4104	1.328,8693	1.1128,5411
<b>Total</b>	1.2457.4104	1.2457,4104	

Tabel 3.3. Neraca Massa Menara Destilasi ( MD-01 )

Komponen	Masuk MD 01	Keluar MD 01 (kg/jam)	
	kg/jam	Hasil Atas	Hasil Bawah
Propylne	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	3.028,7680	31,7564	2.997,0117
DIPE	6.288,3884	6.281,3799	7,0085
H2O	1.811,3847	0,0000	1.811,3847
<b>Sub Total</b>	11.128,5411	6.313,1363	4.815,4049
<b>Total</b>	11.128,5411	11.128,5411	

Tabel 3.4. Neraca Massa Menara Destilasi ( MD-02 )

Komponen	Masuk MD 02	Keluar MD 02 (kg/jam)	
	kg/jam	Hasil Atas	Hasil Bawah
Propylne	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	2.997,0117	2.397,4080	599,6037
DIPE	7,0085	7,0085	0,0000
H2O	1.811,3847	3.62,2734	1.449,1113
<b>Sub Total</b>	4.815,4049	2.766,6899	2.048,7150
<b>Total</b>	4.815,4049	4.815,4049	

Tabel 3.5. Neraca Massa Adsrober ( AD-01 )

Komponen	Masuk Adsrober 01	Keluar Adsrober (kg/jam)	
	kg/jam	Hasil Atas	Air Tetrjerat
Propylene	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	2.397,4080	2.397,4080	0,0000
DIPE	7,0085	7,0085	0,0000
H2O	362,2734	18,1137	344,1597
<b>Sub Total</b>	<b>2.766,6899</b>	<b>2.422,5301</b>	<b>344,1597</b>
<b>Total</b>	<b>2.766,6899</b>	<b>2.766,6899</b>	

Tabel 3.6. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)				
	Fresh Feed	Recycle	Product Propylen	Product DIPE	UPL	Recycle	Air Terjerat
Propylen	0,0000	0,0000	1.328,8663	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	9.919,5900	2.397,4080	0,0006	31,7564	599,6037	2.397,4080	0,0000
DIPE	0,0000	7,0085	0,0024	6.281,3799	0,0000	7,0085	0,0000
H2O	115,2903	18,1137	0,0000	0,0000	1.449,1113	18,1137	344,1597
<b>Sub Total</b>	<b>10.034,8803</b>	<b>2.422,5301</b>	<b>1.328,8693</b>	<b>6.313,1363</b>	<b>2.048,7150</b>	<b>2.422,5301</b>	<b>344,1597</b>
<b>Total</b>	<b>12.457,4104</b>		<b>12.457,4104</b>				

### 3.1.2.2. Neraca Panas

Basis: Enthalpi semua zat pada kondisi standar (1 atm, 25 °C) sama dengan nol

#### 3.1.2.2.1. Neraca Panas Alat Besar

Tabel 3.7. Neraca Panas Reaktor ( R-01 )

komponen	Masuk Reaktor	Keluar Reaktor
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	483.973,8947
IPA	2.779.479,1221	1.080.718.1249
DIPE	1.618,9197	2.308.379,8737
H2O	32.731,5338	444.471,3594
Panas Reaksi	1.503.713,6772	0,0000
Total	4.317.543,2528	4.317.543,2528

Tabel 3.8. Neraca Panas KO-Drum ( KO-01 )

komponen	Masuk KO-Drum (kJ/jam)	Keluar KO-Drum (kJ/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
Propylne	85.121,9553	85.121,9553	0,0000
IPA	193.564,0883	0,0386	193.564,0498
DIPE	406.253,3699	0,1542	406.253,2157
H2O	136.083,0139	0,0010	136.083,0129
Sub Total	821.022,4274	85.122,1491	735.900,2783
Total	821.022,4274	821.022,4274	



Tabel 3.9. Neraca Panas Menara Destilasi ( MD-01 )

komponen	Masuk MD-01	Keluar MD-01 (kJ/jam)	
	(kJ/jam)	Hasil Atas	Hasil Bawah
Propylne	0.0000	0,0000	0,0000
IPA	322.500,1569	2.221,6335	359.247,807
DIPE	679.792,4485	444.515,78	85.391,6474
H2O	221.602,4791	0	247.777,377
Sub Total	1.223.895,084	446.737,42	607.879,1
Heat lose		169.278,57	
Total	1.223.895,084	1.223.895,08	

Tabel 3.10. Neraca Panas Menara Destilasi ( MD-02 )

komponen	Masuk MD-02	Keluar MD-02 (kJ/jam)	
	(kJ/jam)	Hasil Atas	Hasil Bawah
Propylne	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	359.246,1271	253.351,46	77.123,982
DIPE	853.912,4416	751,87366	0,00636516
H2O	247.776,2878	44.004,52	198.222,385
Sub Total	607.876,3274	298.107,86	275.346,374
Heat lose		34.422,10	
Total	607.876,3274	607.876,33	

Tabel 3.11. Neraca Panas Adsrober ( AD-01 )

komponen	Masuk Adsrober	Keluar Adsrober
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	249.797,5459	242.564,8353
DIPE	741,0188113	719,5631
H2O	43.488,44692	2.111,463491
Sub Total	294.027,0116	245.395,862
Heat lose		48.631,15
Total	294.027,0116	294.027,01

### 3.1.2.2.2. Neraca Panas Alat Kecil

Tabel 3.12. Neraca Panas Pertemuan antara Fresh Feed dan Arus Recycle

komponen	Umpan (kJ/jam)		Pertemuan
	Fresh Feed	Recycle	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	153.495,1823	22.6176,5888	379.335,3369
DIPE	0,0000	670,5124	217,3051
H2O	2.158,1357	1975,8685	4.923,6456
Sub Total	155.653,3180	228822,9696	384.476,2876
Total	384.476,2876		384.476,2876

Tabel 3.13. Neraca Panas Menara Heater ( HT-01 )

komponen	Masuk HT-01	Keluar HT-01
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	379.335,3369	1.351.198,5341
DIPE	217,3051	780,7926
H2O	4.923,2449	16.785,3087
Sub Total	384.475,8868	1.368.764,6354
Beban Panas	984.288,7486	
Total	1.368.764,6354	1.368.764,6354

Tabel 3.14. Neraca Panas Vaporizer ( VP-01 )

komponen	Masuk VP-01	Keluar VP-01
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	2.779.479,1221	2.779.479,1221
DIPE	1.618,9197	1.618,9197
H2O	3.2731,5338	32.731,5338
Sub Total	2.813.829,5755	2.813.829,5755
Beban Panas	8.545.359,5830	8.545.359,5830
Total	11.359.189,1585	11.359.189,1585

Tabel 3.15. Neraca Panas Heat Exchanger ( HE-01 )

komponen	Fluida Panas HE-01 (kJ/jam)		Fluida Dingin HE-01 (kJ/jam)	
	Arus Masuk	Arus Keluar	Arus Masuk	Arus Keluar
Propylne	483.973,8947	327.266,5426	0,0000	0,0000
IPA	1.080.718,1249	734.101,0544	2.779.479,1221	1.351.198,5341
DIPE	2.308.379,8737	1.561.461,9755	1.618,9197	780,7926
H2O	668.951,5618	474.127,6447	32.734,1978	16.786,6749
Sub Total	4.542.023,4551	3.096.957,2172	2.813.832,2396	1.368.766,0016
Beban Panas		1.445.066,2380		1.445.066,2380
Total	4.542.023,4551	4.542.023,4551	2.813.832,2396	2.813.832,2396

Tabel 3.16. Neraca Panas Condenser ( CD-01 )

komponen	Masuk CD-01	Keluar CD-01 (kJ/jam)	
	(kJ/jam)	Hasil Atas	Hasil Bawah
Propylne	327.266,5426	85.121,9553	0,0000
IPA	734.101,0544	0,0386	193.564,0498
DIPE	1.561.461,9755	0,1542	406.253,2157
H2O	474.127,6447	0,0010	136.083,0129
Sub Total	3.096.957,2172	85.122,1491	735.900,2783
Heat lose		2.275.934,7897	
Total	3.096.957,2172	3.096.957,2172	

Tabel 3.17. Neraca Panas Menara Destilasi ( HT-02 )

komponen	Masuk HT-02	Keluar HT-02
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	193.564,0498	322.500,1569
DIPE	406.253,2157	679.792,4485
H2O	136.083,0129	221.602,4791
Sub Total	735.900,2783	1.223.895,0845
Beban Panas	487.994,8062	
Total	1.223.895,0845	1.223.895,0845

Tabel 3.18. Neraca Panas Condenser ( CD-02 )

komponen	Masuk CD-02	Keluar CD-02
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	209.667,0120	2.096.67,0120
DIPE	495,9721	495,9721
H2O	148.464,1611	148.464,1611
Sub Total	358.627,1452	358.627,1452
Beban Panas	3.132.201,3579	3.132.201,3579
Total	3.490.828,5031	3.490.828,5031

Tabel 3.19. Neraca Panas Reboiler ( RB-01 )

komponen	Masuk RB-01	Keluar RB-01
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	209.667,0120	209.667,0120
DIPE	495,9721	495,9721
H2O	148.464,1611	148.464,1611
Sub Total	358.627,1452	358.627,1452
Beban Panas	3.132.201,3579	3.132.201,3579
Total	3.490.828,5031	3.490.828,5031

Tabel 3.20. Neraca Panas Menara Destilasi ( HT-03 )

komponen	Masuk HT-03	Keluar HT-03
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	359.244,4175	373.855,2770
DIPE	853,9083	889,0021
H2O	247.775,1796	2.572.25,6084
Sub Total	607.873,5055	631.969,8874
Beban Panas	24.096,3819	
Total	631.969,8874	631.969,8874

Tabel 3.21. Neraca Panas Condenser ( CD-03 )

komponen	Masuk CD-03	Keluar CD-03
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	46.641,5032	46.641,5032
DIPE	56,9742	56,9742
H2O	24.773,6506	24.773,6506
Sub Total	71.472,1280	71.472,1280
Beban Panas	3.132.201,3579	3.132.201,3579
Total	3.203.673,4859	3.203.673,4859

Tabel 3.22. Neraca Panas Reboiler ( RB-02 )

komponen	Masuk RB-02	Keluar RB-02
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	41.947,4868	41.947,4868
DIPE	0,0034	0,0034
H2O	118.771,6190	118.771,6190
Sub Total	160.719,1092	160.719,1092
Beban Panas	3.132.201,3579	3.132.201,3579
Total	3.292.920,4671	3.292.920,4671

Tabel 3.23. Neraca Panas Cooler ( CL-01 )

komponen	Masuk CL-01	Keluar CL-01
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	2.223,2677	491,3962
DIPE	444.845,2691	97.646,2427
H2O	0,0000	0,0000
Sub Total	447.068,5368	98.137,6389
Heat lose		348.930,8979
Total	447.068,5368	447.068,5368

Tabel 3.24. Neraca Panas Cooler ( CL-02 )

komponen	Masuk CL-02	Keluar CL-02
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	7.7095,3057	9.278,2335
DIPE	0,0064	0,0008
H2O	211.704,0907	27.126,1322
Sub Total	288.799,4028	36.404,3665
Heat lose		252.395,0363
Total	288.799,4028	288.799,4028



Tabel 3.25. Neraca Panas Cooler ( CL-03 )

komponen	Masuk CL-03	Keluar CL-03
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	242.564,8353	226.151,8080
DIPE	719,5631	670,4382
H2O	2.111,4635	1.975,6628
Sub Total	245.395,8620	228.797,9090
Heat lose		16.597,9530
Total	245.395,8620	245.395,8620

Tabel 3.26. Neraca Panas Condenser ( CD-04 )

komponen	Masuk CD-04	Keluar CD-04
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	0,0000	0,0000
IPA	167.719,5252	167.719,5252
DIPE	495,9686	495,9686
H2O	1.484,6271	1.484,6271
Sub Total	169.700,1210	169.700,1210
Beban Panas	1.634.226,5601	1.634.226,5601
Total	1.803.926,6810	1.803.926,6810

Tabel 3.27. Neraca Panas Cooler ( CL-04 )

komponen	Masuk CL-05	Keluar CL-05
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	15.6759,0632	53.824,5970
IPA	0,0707	0,0245
DIPE	0,2840	0,0975
H2O	0,0018	0,0006
Sub Total	156.759,4197	53.824,7196
Heat lose		102.934,7001
Total	156.759,4197	156.759,4197

Tabel 3.28. Neraca Panas Condenser ( CD-04 )

komponen	Masuk CD-04	Keluar CD-04
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	93.243,2323	93.243,2323
IPA	0,0422	0,0422
DIPE	0,1690	0,1690
H2O	0,0011	0,0011
Sub Total	93.243,4445	93.243,4445
Beban Panas	366.756,6411	366.756,6411
Total	460.000,0856	460.000,0856

Tabel 3.29. Neraca Panas Cooler ( CL-05 )

komponen	Masuk CL-06	Keluar CL-06
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Propylne	53.824,5970	30.925,4604
IPA	0,0245	0,0141
DIPE	0,0975	0,0560
H2O	0,0006	0,0004
Sub Total	53.824,7196	30.925,5309
Heat lose		22.899,1888
Total	53.824,7196	53.824,7196

### 3.2. Spesifikasi Alat

#### 1. Adsorber -01 (AB-01)

Fungsi : Menyerap gas H<sub>2</sub>O keluaran dari hasil atas Menara Distilasi-02  
sebanyak 358.6507 kg/jam dengan Silica gel sebanyak 717.751  
kg/jam sebagai penyerap

Alat : Menara bahan isian

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu gas masuk = 86.91 °C

Suhu padatan masuk = 32 °C

Ukuran :

Diameter menara = 1.10 m

Tinggi menara = 16.48 m

*Packing* :

Ukuran = 2 in

Tinggi *packing* = 13.44 m

Bahan = *Carbon Stell SA-285 grade C*

Harga : \$ 32126.13

#### 2. Accumulator -01 (AC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil atas Menara Distilasi-01 sebanyak  
10813.2567 kg/jam selama 5 menit

Alat : Tangki silinder horisontal dengan *formed ends (torispherical dished head)*

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 68.62 °C

Jumlah = 1 buah

Ukuran *Shell* :

Volume = 0.29776 m<sup>3</sup>

Diameter = 0.95209 m

Panjang = 3.8084 m

Tebal = 0,1875 in

Ukuran *head* :

Jenis *head* = *torispherical dished head*

Tebal *head* = 0,1875 in

Bahan : Carbon Steel SA-285 grade C

Harga : \$ 2234,13

### 3. Accumulator -02 (AC-02)

Fungsi : Menampung sementara hasil atas Menara Distilasi-02 sebanyak  
1.7936 kg/jam selama 5 menit

Alat : Tangki silinder Vertikal dengan *formed ends (torispherical dished head)*

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 89.47 °C

Jumlah = 1 buah

Ukuran *Shell* :

Volume = 0.00012 m<sup>3</sup>

Diameter = 0.06953 m

Tinggi = 0.2781 m

Tebal = 0,1875 in

Ukuran *head* :

Jenis *head* = *torispherical dished head*

Tebal *head* = 0,1875 in

Bahan : *Carbon Stell SA-285 grade C*

Harga : \$ 22,88

**4. Accumulator -03 (AC-03)**

Fungsi : Menampung sementara hasil atas Menara Adsorber-01 sebanyak

2422.5301 kg/jam selama 5 menit

Alat : Tangki silinder horisontal dengan *formed ends (torispherical dished head)*

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 82.96 °C

Jumlah	= 1 buah
Ukuran <i>Shell</i> :	
Volume	= 0.11831 m <sup>3</sup>
Diameter	= 0.69994 m
Panjang	= 2.7997 m
Tebal	= 0,1875 in
Ukuran <i>head</i> :	
Jenis <i>head</i>	= <i>torispherical dished head</i>
Tebal <i>head</i>	= 0,1875 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>
Harga	: \$ 1284,05

### 5. Accumulator -04 (AC-04)

Fungsi : Menampung sementara cairan hasil Condensat-05 sebanyak  
1328.8693 kg/jam selama 5 menit

Alat : Tangki silinder horisontal dengan *formed ends (torispherical  
dished head)*

Kondisi operasi :

Tekanan	= 20 atm
Suhu	= 50.75 °C
Jumlah	= 1 buah

Ukuran *Shell* :

Volume	= 0.00420 m <sup>3</sup>
--------	--------------------------

Diameter	= 0.23009 m
Panjang	= 0.9203 m
Tebal	= 0.3125 in
Ukuran <i>head</i> :	
Jenis <i>head</i>	= <i>torispherical dished head</i>
Tebal <i>head</i>	= 0,5 in
Bahan	: <i>Carbon Stell SA-285 grade C</i>
Harga	: \$ 173,27

#### 6. Compressor -01 (C-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas Propyln keluaran Condenser-01  
sebanyak 1328.8693 kg/jam dari 9.5 atm menjadi 20 atm

Alat : *Centrifugal Compressor*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

T1 = 338.00 K            P1 = 9.5 atm

T2 = 368.98 K            P2 = 20 atm

*Power* motor yang digunakan = 32.2132 Hp

Digunakan *power* motor standar = 40 Hp

Harga : \$ 46463.58



### 7. Condensor -01 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan Sebagian besar gas campuran yang keluar dari Reaktor sebanyak 12457.4104 kg/jam dari suhu 162.76 °C menjadi 65 °C dengan air pendingin sebanyak 4953.9498 kg/jam

Alat : *Shell and Tube Exchanger* jenis 1-1

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 15.25 in

*Baffle space* = 3.8125 in

Jumlah *pass* = 1

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 151 buah; 12 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG, 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 8422,95

### 8. Condensor -02 (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan semua uap yang keluar dari bagian atas Menara Distilasi-01 sebanyak 10813.2567 kg/jam pada suhu 68.62 °C dengan air pendingin sebanyak 5151.9316 kg/jam

Alat : *Shell and Tube Exchanger* jenis 1-1

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 27 in

*Baffle space* = 6.75 in

Jumlah *pass* = 1

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 559 buah; 16 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 18515,90

#### 9. Condensor -03 (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan sebagian uap yang keluar dari bagian atas

Menara Distilasi-02 sebanyak 2849.1860 kg/jam pada suhu 89.47

°C dengan air pendingin sebanyak 117.5593 kg/jam

Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 12 in

*Baffle space* = 3 in

Jumlah *pass* = 1

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 92 buah; 16 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 655,57

### 10. Condensor -04 (CD-04)

Fungsi : Mengembunkan semua uap yang keluar dari bagian atas  
Adsorber-01 sebanyak 2422.5301 kg/jam pada suhu 82.96 °C  
dengan air pendingin sebanyak 2688.0211 kg/jam

Alat : *Shell and Tube Exchanger* jenis 1-1

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 13.25 in

*Baffle space* = 3.3125 in

Jumlah *pass* = 1

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 109 buah; 16 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 7923,16

### 11. Condensor -05 (CD-05)

Fungsi : Mengembunkan semua uap yang keluar dari bagian atas Knock  
Out Drum-01 sebanyak 1328.8693 kg/jam pada suhu 50.75 °C dan  
tekanan 20 atm dengan air pendingin sebanyak 12087.7554  
kg/jam

Alat : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 10 in

*Baffle space* = 2.5 in

Jumlah *pass* = 1

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 61 buah; 16 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 2859,08

## 12. Cooler-01 (CL-01)

Fungsi : Menurunkan suhu cairan hasil atas Menara Distilasi-01 sebanyak 6313.1363 kg/jam dari suhu 68.65 °C menjadi 35 °C dengan air pendingin sebanyak 573.9312 kg/jam untuk si simpan ke storage sebagai produk

Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 2 - 1,25

Panjang total *hairpin* = 20 ft

*Annulus* :

ID = 2,067 in      OD = 2,38 in

*Inner pipe* :

ID = 1,38 in      OD = 1,66 in

Harga : \$ 7158.17

### 13. Cooler-02 (CL-02)

Fungsi : Menurunkan suhu cairan hasil bawah Menara Distilasi-02 sebanyak 2048.7150 kg/jam dari suhu 102.45°C menjadi 35°C dengan air pendingin sebanyak 415.1464 kg/jam menuju ke UPL

Alat : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 3 - 2

Panjang total *hairpin* = 20 ft

*Annulus* :

ID = 3.008 in OD = 3.5 in

*Inner pipe* :

ID = 2.067 in OD = 2.38 in

Harga : \$ 2293,89

### 14. Cooler-03 (CL-03)

Fungsi : Menjenuhkan hasil atas Adsrober-01 sebagai Recycle dari 89.49 C - 82.22 C pada P 1atm denga arus sebesar 2422.5301 kg/jam dengan air pendingin sebanyak 27.3008 kg/jam

Alat : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 2.5 - 1.25

Panjang total *hairpin* = 12 ft

*Annulus* :  
           ID = 2.469 in   OD = 2.88 in  
*Inner pipe* :  
           ID = 1.38 in   OD = 1.66 in  
 Harga : \$ 257.31

#### 15. Cooler-04 (CL-04)

Fungsi : Menurunkan produk propilen dari hasil atas Knock Out Drum-01  
 dari 95.98 C - 50.75 C pada P latm dengan arus sebesar 1328.8693  
 kg/jam dengan air pendingin sebanyak 37.6652 kg/jam

Alat : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 3 - 2

Panjang total *hairpin* = 20 ft

*Annulus* :  
           ID = 2.469 in   OD = 2.88 in  
*Inner pipe* :  
           ID = 1.38 in   OD = 1.66 in  
 Harga : \$ 955,18

### 16. Cooler-05 (CL-05)

Fungsi : Menurunkan produk propilen dari hasil atas Knock Out Drum-01  
dari 50.75 C - 40 C pada P 20 atm dengan arus sebesar 1328.8693  
kg/jam dengan air pendingin sebanyak 169.3098 kg/jam

Alat : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 2.5 - 1.25

Panjang total *hairpin* = 15 ft

*Annulus* :

ID = 3.008 in    OD = 3.5 in

*Inner pipe* :

ID = 2.067 in    OD = 2.38 in

Harga : \$ 1535,52

### 17. Heater -01 (HT-01)

Fungsi : Memanaskan Bahan baku dari storage dan hasil Recycle dari  
45.44 C menjadi 153.83 C, pada P 10 atm dengan arus sebanyak  
12457.4104 kg/jam dan steam sebesar 477.1031 kg/jam

Alat : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 4 - 3

Panjang total *hairpin* = 20 ft

*Annulus* :  
           ID = 4.026 in    OD = 4.5 in  
*Inner pipe* :  
           ID = 3.008 in    OD = 3.5 in  
 Harga : \$ 3208,66

### 18. Heater -02 (HT-02)

Fungsi : Menjenuhkan umpan Menara Destilasi - 01 dari 65 C menjadi 89.95 C, pada P 1.2atm dengan arus sebesar 11128.5411 kg/jam dan steam sebanyak 221.9047 kg/jam

Alat : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 8 in

*Baffle space* = 2 in

Jumlah *pass* = 1

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 37 buah; 16 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 2426,25



### 19. Heater -03 (HT-03)

Fungsi : Menjenuhkan umpan Menara Destilasi-02 dari 97.56 C menjadi 100.30 C, pada P 1.2atm dengan arus sebesar 4815.4049 kg/jam dan steam sebanyak 10.9573 kg/jam

Alat : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 2 - 1,25

Panjang total *hairpin* = 12 ft

*Annulus* :

ID = 2,067 in    OD = 2,38 in

*Inner pipe* :

ID = 1,38 in    OD = 1,66 in

Harga : \$ 480,78

### 20. Heat Exchanger -01 (HE-01)

Fungsi : Menjenuhkan gas hasil keluaran Reaktor sebesar 12457.4104 kg/jam dari suhu 218 C - 162.76 C pada tekanan 9.5 atm

Alat : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

*Hairpin type* = 4 - 3

Panjang total *hairpin* = 20 ft

*Annulus* :

ID = 4.026 in    OD = 4.5 in

Inner pipe :  
 ID = 3.008 in    OD = 3.5 in  
 Harga : \$ 3083,34

### 21. Knock Out Drum -01 (KO-01)

Fungsi : Memisahkan cairan dan uap yang keluar dari *Condensor-01*

sebanyak 12832.0442 kg/jam menjadi cairan sebanyak 2820,3628  
 kg/jam dan uap sebanyak 10011,6760 kg/jam

Alat : tangki silinder horizontal dengan *formed ends*  
*(torispherical dished head)*

Kondisi operasi :

Tekanan = 9.5 atm  
 Suhu = 65 °C  
 Jumlah = 1 buah

Ukuran *Shell* :

Diameter = 0.9144 m  
 Panjang = 2.7689 m  
 Tebal = 0.4375 in

Ukuran *head* :

Jenis *head* = *torispherical dished head*  
 Tebal *head* = 0.6250 in

Bahan : *Carbon Stell SA-285 grade C*

Harga : \$ 12780,52

## 22. Menara Distilasi -01 (MD-01)

Fungsi : Memisahkan Diisopropil Ether dari cairan yang keluar dari *Knock Out Drum-01* sebanyak 11128.2692 kg/jam menjadi hasil atas sebanyak 6313.1313 kg/jam dan hasil bawah sebanyak 4815.1379 kg/jam

Alat : Menara distilasi *sieve tray*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Top : P = 1 atm dan T = 68.62 °C

Bottom : P = 1,2 atm dan T = 97.56 °C

Ukuran *Shell* :

Diameter = 1.6577 m

Tinggi = 22.5109 m

Tebal *shell* = 0,25 in

Ukuran *head* :

Jenis = *Torispherical Dished Head*

Tebal *head* = 0,25 in

Ukuran *Tray* :

Jenis = *sieve tray*

Jumlah *plate* = 42 buah dengan efisiensi *overall* sebesar 87.63 %

*Feed plate* = *plate* ke-11 dari atas

*Tray spacing* = 0,45 m

Bahan = *Carbon Steel SA-285 grade C*

KETERANGAN	ENRICHING SECTION	STRIPPING SECTION
ID plate	1.6577 m	1.6577 m
Diameter lubang	5 mm	5 mm
Pitch	7,6515 mm	7,6515 mm
Jumlah lubang	307 Buah	307 Buah
Turn Down Ratio	70 %	70 %
Material plate	Carbon stell	Carbon stell
Tebal plate	5 mm	5 mm
Pressure Drop/plate	1638.30 Pa	1638.30 Pa
Panjang weir	1.2598 m	1.2598 m
Tinggi weir	50 mm	50 mm
Pola aliran	Cross flow	Cross flow

Isolasi :

Bahan = asbestos

Tebal = 2,83 cm

Harga : \$ 240535.58

### 23. Menara Distilasi -02 (MD-01)

Fungsi : Memisahkan Isopropanol dari cairan yang keluar dari hasil bawah

*Menara Distilasi - 01* sebanyak 4815.1379 kg/jam menjadi hasil atas sebanyak 2766.6913 kg/jam dan hasil bawah sebanyak 2048.4466 kg/jam

Alat : Menara distilasi *sieve tray*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Top : P = 1 atm dan T = 89.49 °C

Bottom : P = 1,2 atm dan T = 102.48 °C

Ukuran *Shell* :

Diameter = 1.0519 m

Tinggi = 19.5415 m

Tebal *shell* = 0,1875 in

Ukuran *head* :

Jenis = *Torispherical Dished Head*

Tebal *head* = 0,25 in

Ukuran *Tray* :

Jenis = *sieve tray*

Jumlah *plate* = 38 buah dengan efisiensi *overall* sebesar 87.63 %

*Feed plate* = *plate* ke-17 dari atas

*Tray spacing* = 0,45 m

Bahan = *Carbon Steel SA-285 grade C*

KETERANGAN	ENRICHING SECTION	STRIPPING SECTION
ID <i>plate</i>	1.0519 m	1.0519 m
Diameter lubang	5 mm	5 mm
<i>Pitch</i>	7,6515 mm	7,6515 mm
Jumlah lubang	307 Buah	307 Buah

<i>Turn Down Ratio</i>	70 %	70 %
<i>Material plate</i>	<i>Carbon stell</i>	<i>Carbon stell</i>
<i>Tebal plate</i>	5 mm	5 mm
<i>Pressure Drop/plate</i>	1428.38 Pa	1428.38 Pa
<i>Panjang weir</i>	0.7994 m	0.7994 m
<i>Tinggi weir</i>	50 mm	50 mm
<i>Pola aliran</i>	<i>Cross flow</i>	<i>Cross flow</i>

Isolasi :

Bahan = asbestos

Tebal = 7,02 cm

Harga : \$ 226516.54

#### 24. Pompa -01 (P-01)

Fungsi : Memompa bahan baku isopropanol 99 % sebanyak 10034.8649  
kg/jam dari truk pengangkut ke Tangki Penyimpan-01

Alat : pompa sentrifugal, *mixed flow impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 64,0072 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 5786.7439 rpm

*Head* pompa = 7.3658 m

Motor penggerak = 3 Hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 2796.49

### 25. Pompa -02 (P-02)

Fungsi : Memompa isopropanol 99 % sebanyak 10034.8649 kg/jam dari  
Tangki Penyimpan-01

Alat : pompa *sentrifugal, radial axial impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 12.7454 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 15523.2833 rpm

Head pompa = 0.6739 m

Motor penggerak = 0,125 hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 1627.05

### 26. Pompa -03 (P-03)

Fungsi : Memompa bahan baku isopropanol dan campuran bahan dari  
recycle sebanyak 12324.0065 kg/jam dari Tangki Penyimpan-02 ke  
*Vaporizer-01* dan reactor -01

Alat : pompa *sentrifugal, radial flow impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 15.4891 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 352.2463 rpm

Head pompa = 119.4549 m

Motor penggerak = 20 hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 3254.10

#### 27. Pompa -04 (P-04)

Fungsi : Memompa cairan hasil bawah KO-01 sebanyak 11128.5411  
kg/jam ke MD-01

Alat : pompa sentrifugal, *mixed flow impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 14.1632 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 1540.2306 rpm

Head pompa = 15.7389 m

Motor penggerak = 2 hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 3254.10



### 28. Pompa -05 (P-05)

Fungsi : Memompa cairan dari tangki *Accumulator-01* ke Menara

Distilasi-01 sebagai *refluks* sebanyak 4499.7618 kg/jam dan  
produk ke *Cooler-02* sebanyak 6313.1313 kg/jam

Alat : pompa sentrifugal, *radial flow impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 6.2042 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 717.5444 rpm

*Head* pompa = 22.8695 m

Motor penggerak = 2 hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 3254.10

### 29. Pompa -06 (P-06)

Fungsi : Memompa hasil bawah MD-01 sebanyak 4815.1379 kg/jam  
sebagai umpan untuk MD-02

Alat : pompa sentrifugal, *axial flow impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 5.5666 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 7913.8969 rpm

Head pompa = 0.8666 m

Motor penggerak = 0,125 hp

Bahan = cast iron

Harga : \$ 3254.10

### 30. Pompa -07 (P-07)

Fungsi : Memompa cairan hasil atas MD-01 ke *Tangki produk* sebanyak

6313.1313 kg/jam

Alat : pompa *sentrifugal, mixed flow impeller, single stage, single suction*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 8.7045 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 2273.2264 rpm

Head pompa = 6.1598 m

Motor penggerak = 0,75 hp

Bahan = cast iron

Harga : \$ 1627.05

### 31. Pompa -08 (P-08)

Fungsi : Memompa cairan hasil bawah MD-02 menuju UPL sebanyak  
2048.4466 kg/jam

Alat : pompa *sentrifugal, mixed flow impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 2.1893 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 3772.9765 rpm

Head pompa = 1.2490 m

Motor penggerak = 0,08 hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 1627.05

### 32. Pompa -09 (P-09)

Fungsi : Memompa cairan dari tangki *Accumulator-02* ke Menara  
Distilasi-02 sebagai *refluks* sebanyak 82.4962 kg/jam dan  
sisanya ke *Adsorber-01* sebanyak 2404.4165 kg/jam

Alat : pompa *sentrifugal, radial flow impeller, single stage, single  
suction*

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 0.1015 m<sup>3</sup>/jam  
 Putaran spesifik = 99.6554 rpm  
 Head pompa = 20.4924 m  
 Motor penggerak = 0,05 hp  
 Bahan = *cast iron*  
 Harga : \$ 3254.10

### 33. Pompa -010 (P-010)

Fungsi : Memompa cairan hasil atas Knock Out Drum-01 menjutangki  
 produk propilen sebanyak 1328.8693 kg/jam

Alat : pompa *sentrifugal, radial flow impeller, single stage, single  
 suction*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 2.1714 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 461.0339 rpm

Head pompa = 20.4856 m

Motor penggerak = 0,05 hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 1627.05

### 34. Pompa -011 (P-011)

Fungsi : Memompa cairan hasil atas Adsorber-01 menuju umpan reaktor-01 sebanyak 2404.4165 kg/jam

Alat : pompa *sentrifugal, mixed flow impeller, single stage, single suction*

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

Kapasitas = 3.0637 m<sup>3</sup>/jam

Putaran spesifik = 4989.5148 rpm

Head pompa = 1.0765 m

Motor penggerak = 0,08 hp

Bahan = *cast iron*

Harga : \$ 3254.10

### 35. Reaktor -01 (R-01)

Fungsi : Mereaksikan gas isopropanol sebanyak 10034,8803 kg/jam dan gas campuran hasil recycle sebanyak 2422,5301 kg/jam dengan katalisator Zeolite Beta menjadi Diisopropil ether sebanyak 6313.1313 kg/jam

Alat : Reaktor *Fixed Bed*

Kondisi Proses :

Tekanan = 10 atm

Suhu = 218 °C

Jumlah = 1 buah

Ukuran *Shell* :

Volume	= 0.851 m <sup>3</sup>
Diameter	= 0.5 m
Tebal	= 0,3125 in
Tinggi	= 3.89 m
Bahan	= <i>Carbon Stell SA-285 grade C</i>

Ukuran *Head* :

Jenis	= <i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal <i>head</i>	= 0,375 in
Tinggi <i>head</i>	= 0.155 m

Isolasi :

Bahan	= <i>Asbestos</i>
Tebal	= 0.562 cm
Harga	: \$ 56428.18

**36. Reboiler -01 (RB-01)**

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi-01 sebanyak

4815.1379 kg/jam pada suhu 97.56 °C dengan *steam* sebanyak

1351.6950 kg/jam

Alat : *Kettle reboiler*

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 21.25 inchi

*Baffle space* = 5.31 inchi

Jumlah *pass* = 2

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 270 buah; 16 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 5500.66

### 37. Reboiler -02 (RB-02)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi-02 sebanyak

2048.4466 kg/jam pada suhu 102.48 °C dengan *steam* sebanyak

1116.1529 kg/jam

Alat : *Kettle reboiler*

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 17.25 inchi

*Baffle space* = 4.31 inchi

Jumlah *pass* = 2

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 166 buah; 16 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 4108.29

### 38. Separator Drum -01 (SP-01)

Fungsi : Memisahkan uap sebanyak 12457.3995 kg/jam dan cairan  
 sebanyak 42.55240 kg/jam dari vaporizer-01 yang akan menuju  
 Reaktor-01

Alat : tangki silinder vertikal dengan *formed ends*  
*(torispherical dished head)*

Kondisi operasi :

Tekanan = 10 atm  
 Suhu = 154.29 °C

Jumlah = 1 buah

Ukuran *Shell* :

Diameter = 0,852 m  
 Tinggi = 3.897 m  
 Tebal = 0.6250 in

Ukuran *head* :

Jenis head = *torispherical dished head*  
 Tebal *head* = 0.8750 in

Bahan : *Carbon stell SA-285 grade C*

Harga : \$ 3452.82

### 39. Tangki Penyimpan-01 (TA-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku isopropanol cair 99 % sebanyak  
 10034.8694 kg/jam selama 2 minggu operasi

Alat : Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof



Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm  
Suhu = 32 °C  
Jumlah = 4 buah

Ukuran *Shell* :

Volume = 1283.775 m<sup>3</sup>  
Diameter = 15,24 m  
Tinggi = 7.315 m  
Tebal = 0,375 in

Ukuran *Head* :

Jenis *head* = *conical roof*  
Tebal *head* = 0,75 in

Harga : \$ 846382.69

**40. Tangki Penyimpan-02 (TA-02)**

Fungsi : Menyimpan hasil diisopropil ether cair 99,51 % sebanyak  
6313.1363 kg/jam selama 30 hari operasi

Alat : Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm  
Suhu = 35 °C  
Jumlah = 4 buah

Ukuran *Shell* :

Volume = 878.6081 m<sup>3</sup>

Diameter = 15,24 m

Tinggi = 5.486 m

Tebal = 0,3125 in

Ukuran *Head* :

Jenis *head* = *conical roof*

Tebal *head* = 0,5 in

Harga : \$ 674140.54

#### 41. Tangki Penyimpan -03 (TA-03)

Fungsi : Menyimpan produk propilen cair 99,98 % sebanyak

1328.8669 kg/jam selama 30 hari operasi

Alat : tangki silinder dengan *Elliptical dish head*

Kondisi operasi :

Tekanan = 20 atm

Suhu = 35 °C

Jumlah : 6 buah

Ukuran *Shell* :

Volume = 160,5064 m<sup>3</sup>

Diameter = 15,24 m

Tinggi = 7,3152 m

Tebal = 3 in

Ukuran *Head* :

Jenis *head* = *conical roof*

Tebal *head* = 3 in

Harga : \$ 364636.36

#### 42. Vaporizer -01 (V-01)

Fungsi : Menguapkan cairan umpan reactor-01 sebanyak

12457.3995 kg/jam pada suhu 154.27 °C dengan *steam* sebanyak

4142.0911 kg/jam

Alat : *vaporizer* (1-1 *exchanger*)

Jumlah : 1 buah

Ukuran *shell* :

Diameter = 39 in

*Baffle space* = 9,75 in

Jumlah *pass* = 1

Ukuran *Tube* :

Nt, L = 1206 buah; 20 ft

OD, BWG, *Pitch* = 0,75 in; 16 BWG; 1 in

Jumlah *pass* = 2

Harga : \$ 189163.93

### **3.3. Perencanaan Produksi**

#### **3.3.1. Kapasitas Perancangan**

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada keanekaragaman fungsi Diisopropil Ether serta kebutuhan bahan pembanding yang berfungsi hampir sama seperti Ethyl Ether, Acetone dan Tetra Etyhl Lead yang sangat berpengaruh pada tingkat kebutuhan Diisopropil Ether di Indonesia, serta ketersedianya bahan baku dan ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan DiisoPropil Ether dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Diperkirakan kebutuhan DiisoPropil Ether akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan DiisoPropil Ether sebagai Solvent industri dengan beberapa keunggulan dibandingkan solvent-solvent lainnya. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 50.000 ton/tahun.

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

a. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku IsoPropil Alkohol dapat diperoleh dengan mengimpor dari negara-negara produsen seperti Singapura, Jepang, dan Cina.

b. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Tingkat kebutuhan Solvent industri yang berkualitas semakin meningkat. Antara lain Ethyl Ether, Acetone, TEL sebagai Octane Blending. Hal ini sangat berpengaruh pada tingkat permintaan pasar yang memberikan pengaruh langsung pada besar kapasitas produksi.

### **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 umumnya 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.

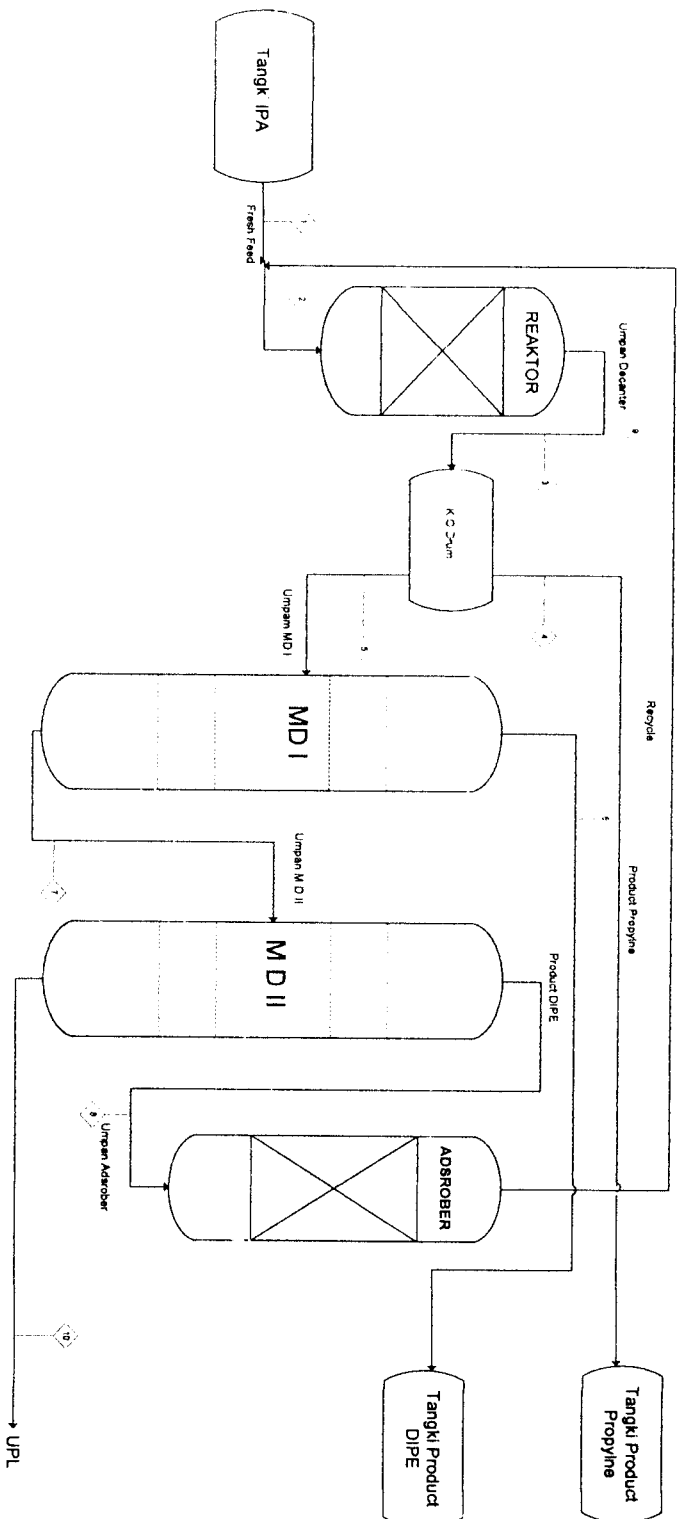
- Manusia (tenaga kerja)

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.

**DIAGRAM ALIR KUALITATIF DAN KUANTITATIF  
 PRARANCANGAN PABRIK  
 DIISOPROPYL ETHER DARI ISO PROPYL ALCOHOL  
 Kapasitas 50.000 ton/tahun**



KOMPOENEN	Araue (Kg /Jam )									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Propyine	0	0.0000	1328.8663	1328.8663	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Isopropyl Alcohol (IPA)	9819.59	2.397.4080	3028.7686	0.0000	3028.7680	31.7564	2997.0137	2397.4080	2387.4080	599.6037
Diisopropyl Ether (DIPE)	0	7.0085	6288.3808	0.0000	6288.3884	6281.3789	7.0085	7.0085	7.0085	0.0000
AIR	115.2902587	18.1387	1811.3847	0.0000	1811.3847	0.0000	1811.3847	362.2734	18.1197	1449.1113
<b>Total</b>	<b>10.034.8803</b>	<b>2.422.5301</b>	<b>12457.4104</b>	<b>1328.8693</b>	<b>11128.5411</b>	<b>6313.1363</b>	<b>4815.4089</b>	<b>2798.6888</b>	<b>2422.5301</b>	<b>2048.7150</b>

DI Susun Oleh :  
 ABDULLAH (02621078)  
 BANDAR (02621098)

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis lebih menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

##### 1. Penyediaan bahan baku

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau ke luar negeri.

##### 2. Pemasaran

*Diisopropyle Ether* merupakan bahan yang sangat dibutuhkan oleh banyak industri baik sebagai bahan pembantu atau sebagai bahan utama. Sehingga diusahakan pendirian pabrik dilakukan di suatu kawasan industri.

##### 3. Ketersediaan energi dan air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik, baik untuk proses, pendingin, atau kebutuhan lainnya. Sumber air biasanya berupa sungai, air laut atau danau. Energi merupakan faktor utama dalam operasional pabrik, sehingga sumber energi yang memadai harus terjangkau dari kawasan pabrik.





#### 4. Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

#### 5. Kondisi geografis dan sosial

Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik Diisopropil Ether ini dalam perencanaannya akan didirikan di Kawasan Industri Cilacap, Jawa Tengah. Faktor-faktor pendukungnya antara lain :

1. Letak cilacap yang strtegis serta memiliki pelabuhan besar di selatan jawa akan sangat memudahkan dalam penyediaan bahan baku isopropyl Alcohol ( IPA ) yang masih harus di impor baik dari Jepang, Cina ataupun Singapura.
2. Pemasaran produk lebih mudah dilakukan karena dekat dengan komplek industri yang membutuhkan produk yang dihasilkan serta dekat dengan negara-negara luar yang membutuhkan Diisopropil Ether seperti Australia dan Selandi Baru.
3. Sarana dan prasarana transportasi memadai.
4. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah disekitarnya, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik.

5. Bukan daerah subur, sehingga tidak mengganggu lahan pertanian.
6. Kondisi cuaca yang cukup stabil
7. Ketersediaan air yang cukup, yang bersumber dari sungai serayu dan bendungan gerak serayu

#### **4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)**

Tata letak adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja orang, tempat penimbunan bahan dan hasil, tempat utilitas, perluasan, dan lain-lain.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik antara lain :

1. Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja. Selain itu, penempatan alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja masing-masing berdasarkan pertimbangan teknik, sehingga dapat diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.
2. Letak alat harus mempertimbangkan faktor *maintenance* yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran, penambahan alat bantu terutama pada saat *turn around* pabrik.
3. Alat-alat yang berisiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.
4. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan

baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.

5. Letak alat-alat ukur dan alat control harus mudah dijangkau operator.
6. Letak kantor dan gudang mudah dijangkau dari jalan utama.

Tata letak pabrik dapat dilihat pada **Gambar 4.2**.

Pabrik ini direncanakan menempati lahan seluas 4 Ha, dengan perincian sebagai berikut :

- Tanah perumahan dan kantor	: 5000 m <sup>2</sup>
- Bangunan pabrik	: 15000 m <sup>2</sup>
- Tanah perluasan	: 20000 m <sup>2</sup>

#### **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 produksi 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

*Maintenance* 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 memproduksi 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 hour* 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 :

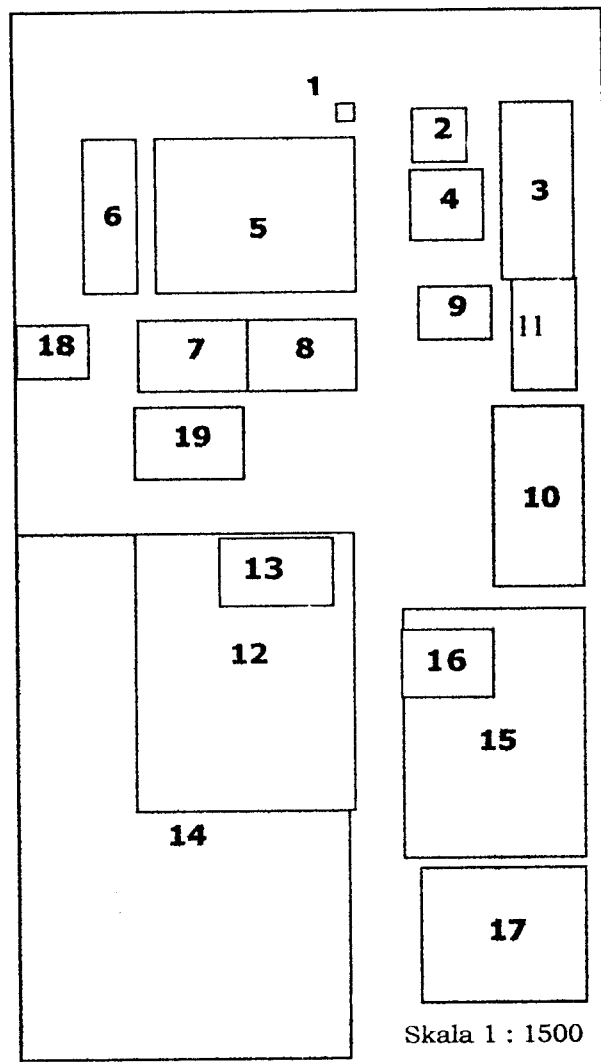
- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan.
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak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



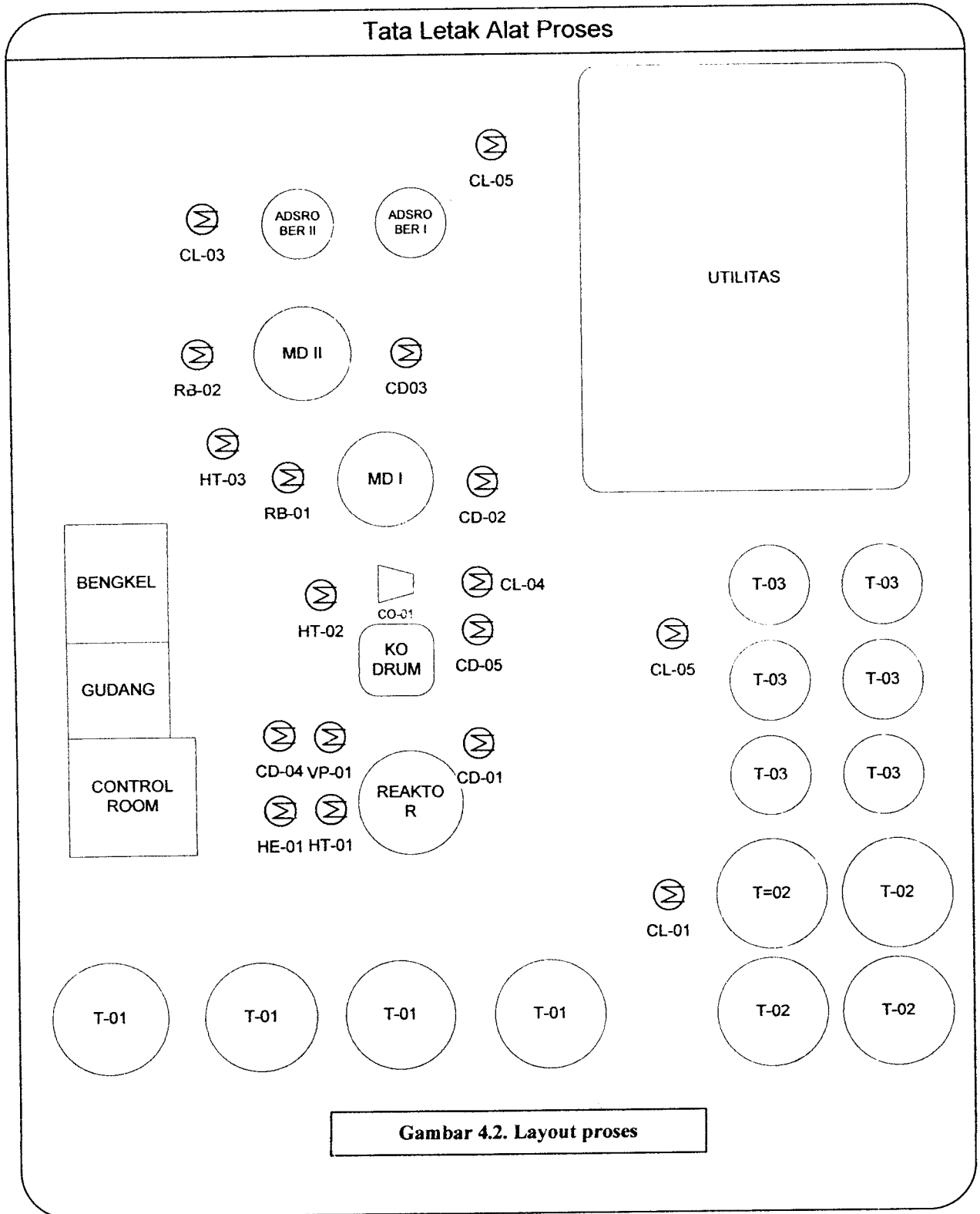
Tata letak pabrik dapat dilihat pada **Gambar 4.2**.

**Keterangan :**

1. Pos jaga
2. Kantor keamanan
3. Parkir karyawan
4. Cafeteria
5. Kantor administrasi
6. Parkir tamu
7. Laboratorium
8. Kantor R & D
9. Kantor K<sub>3</sub>
10. Bengkel
11. Fire station
12. Area Proses
13. Control room
14. Daerah Pengembangan
15. Area Utilitas
16. Kantor Utilitas
17. Gudang
18. Tempat ibadah
19. Klinik Kesehatan



**Gambar 4.1.** Tata Letak Pabrik





#### **4.4. Pelayanan Teknik (*Utilitas*)**

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.
2. Unit Pembangkit Steam.
3. Unit Pembangkit Listrik.
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar.
5. Unit Pengadaan Udara Tekan.
6. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.

##### **4.4.1. 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 *Diisopropil Ether* ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan:

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

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

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*)

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 alkalitas 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 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, terutama bakteri yang patogen.

### Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

#### 1. Clasifier

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 *desinfectan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

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

- a.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , yang berfungsi sebagai flokulan.
- b.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , koagulan acid sebagai pembantu pembentukar: 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 silica lebih kecil dari 0,02 ppm. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan lain-lain.dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak heroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ .

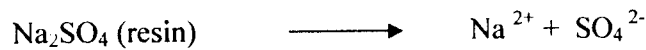
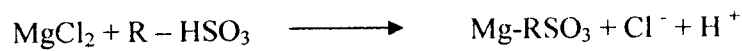
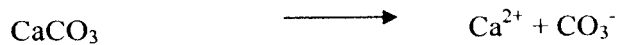
Adapun tahap - tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. Kation Exchanger

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

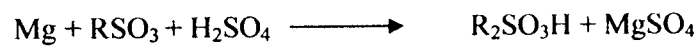
Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion  $\text{H}^+$ .

Reaksi:



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

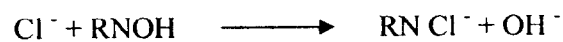
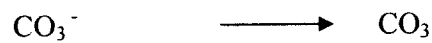
Reaksi:



#### b. Anion Exchanger

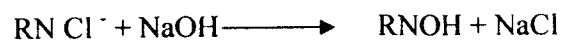
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^{-}$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

Reaksi:

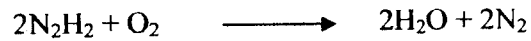


#### c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $\text{O}_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ) untuk mengikat

oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini di 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 :

##### a. Kebutuhan air pendingin

**Tabel 4.1.** Kebutuhan air pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	kg/jam
1	Cooler	CL-01	0.00	-
2	Cooler	CL-02	1,265.2887	573.9312
3	Cooler	CL-03	915.2316	415.1464
4	Cooler	CL-04	60.1873	27.3008
5	Cooler	CL-06	373.2605	169.3098
6	Cooler	CL-07	83.0367	37.6652
7	Condenser	CD-01	10,921.48	4,953.95
8	Condenser	CD-02	11,357.9484	5,151.93
9	Condenser	CD-03	5,747.8446	2,607.2052

10	Condenser	CD-04	5,926.0114	2,688.0211
11	Condenser	CD-05	26,648.6657	12,087.7554
	<b>Σ</b>		<b>63,345.9258</b>	<b>28,733.5234</b>

Air pendingin 80 % dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%,  
sehingga :

Make up air pendingin = 20 % x 28733,5234 kg/jam = 5746,70468 kg/jam

Kebutuhan air secara kontinyu = 5746,70468 kg/jam.

b. Kebutuhan air untuk steam

**Tabel 4.2.** Kebutuhan air untuk steam

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(Lb/jam)	(kg/jam)
1	Heater	H-01	1051.8332	477.1084
2	Heater	H-02	489.2166	221.9072
3	Heater	H-03	24.15671329	10.9574
4	Vaporator	V-01	9,131.76	4142.1370
	<b>Σ</b>		<b>10696.9618</b>	<b>4852.1100</b>

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan

20%, sehingga , make up Steam = 20 % x 4852,1100 kg/jam = 970,422 kg/jam

Kebutuhan air untuk steam secara kontinyu = 970,422 kg/jam.

c. Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Pabrik

Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik ( umum ) = 2.041,6667 kg/jam



Jadi kebutuhan air total :

**Tabel 4.3.** Kebutuhan air total

No	Kebutuhan	Jumlah
		kg/jam
1	Air Pendingin	5746,70468
2	Air untuk Steam	970,422
3	Kebutuhan Umum	2041,6667
	$\Sigma$	8758,7934

#### 4.4.2. Unit Pembangkit *Steam*

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

##### Boiler 1

Kapasitas : 4619,245409 kg/jam

Tekanan : 7,01 atm

Jenis : *Fire tube boiler*

Jumlah : 1 buah

##### Boiler 2

Kapasitas : 232,86 kg/jam

Tekanan : 2,03 atm

Jenis : *Fire tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan *steam* pada pabrik *Diisopropil Ether* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flute* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

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<sub>2</sub>, 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 °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.

#### **4.4.3. Unit Pembangkit Listrik**

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan *power – power* yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompressor, pompa, dan *cooling tower*.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

Kapasitas : 2000 kW

Jenis : 1 buah generator listrik

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 untuk penerangan dan diesel untuk penggerak alat proses. 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 4.4.** Kebutuhan listrik alat proses

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 10.06 Hp.

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Pompa	P-01	1	3	3
2	Pompa	P-02	1	0.125	0.125
3	Pompa	P-03	2	20	40
4	Pompa	P-04	2	2	4
5	Pompa	P-05	2	2	4
6	Pompa	P-06	2	0.125	0.25
7	Pompa	P-07	1	0.75	0.75
8	Pompa	P-08	1	0.08	0.08
9	Pompa	P-09	2	0.05	0.1
10	Pompa	P-10	1	0.75	0.75
11	Pompa	P-11	2	0.08	0.16
12	kompresor	komp	1	40	40
	<b>Jumlah</b>				<b>93.215</b>

- Peralatan utilitas

Tabel 4.5. Kebutuhan listrik untuk utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power	Total
				(Hp)	
				@	
1	Premix Tank	TU-01	1	0.25	0.25
2	Clarifier	CLU	1	0.0083	0.0083
3	Tangki Klorinator	TU-02	1	0.5	0.5
4	Cooling Tower (Fan)	CTU	1	1	1
5	Blower	BWU	1	25	25
6	Kompresor Udara	KU	1	30	30
7	Pompa	PU-01	2	26	52
8	Pompa	PU-02	2	6	12
9	Pompa	PU-03	2	1	2
10	Pompa	PU-04	2	10	20
11	Pompa	PU-05	2	0.0833	0.1667
12	Pompa	PU-06	2	0.8	1.6
13	Pompa	PU-07	2	0.125	0.25
14	Pompa	PU-08	2	1	2
15	Pompa	PU-09	2	0.0833333	0.166667
16	Pompa	PU-10	2	0.5000	1.0000
17	Pompa	PU-11	2	0.25	0.5
20	Pompa	PU-12	2	0.5	1
21	Pompa	PU-13	2	0.08	0.16
25	Pompa	PU-14	2	0.08	0.16
26	Pompa	PU-15	2	0.08	0.16
<b>Jumlah</b>					<b>149.9216</b>

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas =  $(93,215 + 149,9216)$  Hp  
 = 243,1366 Hp

Angka keamanan diambil 10 %, sehingga dibutuhkan listrik :

=  $243,1366 \text{ Hp} + (243,1366 \times 10/100)$

= 267,45026 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- Alat kontrol diperkirakan sebesar 40 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 106,9801 Hp
- Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu 66,8626 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 441,2930 Hp

Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik

=  $551,6162 \text{ Hp} = 410,9541 \text{ kW}$  ( 1 Hp = 0,7457 kW)

#### 4.4.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

- Bahan bakar untuk *boiler*  
 Kebutuhan fuel oil = 357,2188 kg/jam
- Bahan bakar untuk *generator*

Untuk menjalankan *generator* cadangan digunakan bahan bakar:

Jenis bahan bakar : Solar

Kebutuhan bahan bakar : 44,0517 kg/jam

#### 4.4.5. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 625 kg/jam.

#### 4.4.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *Diisopropil Ether* dapat diklasifikasikan menjadi dua:

a. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

- Air buangan yang mengandung zat *organik*
- Buangan air *domestik*.
- *Back wash filter*, air berminyak dari pompa
- *Blow down cooling water*

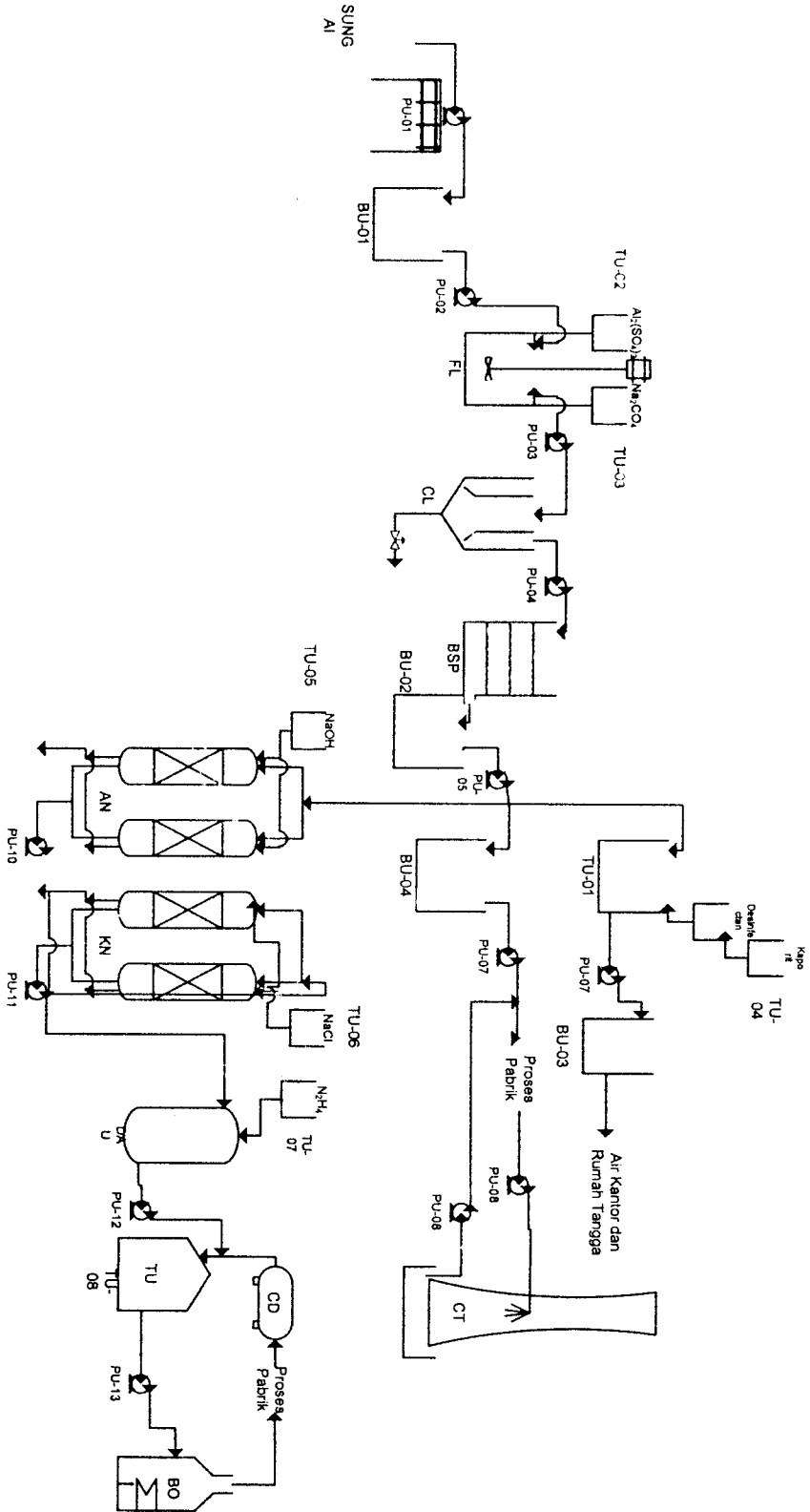
Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran.

Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

b. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

**DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR  
PRA RANCANGAN PABRIK DIISOPROPYLE ETHER DARI  
ISOPROPYLE ALCOHOL  
KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN**



ALAT	KETERANGAN
BU-01	Bak pengendap
BU-02	Bak penampung air bersih
BU-03	Bak penampung air kantor dan rumah tangga
BU-04	Bak penampung air pendingin
FL	Flokulator
CL	Clarifier
BSP	Bak seringan pasir
AN	Tangki anion
KN	Tangki kation
DE	Tangki deaerator

ALAT	KETERANGAN
TU	Tangki air umpan boiler
BO	Boiler
CT	Cooling tower
CD	Tangki Penampung Kondensat
PU-01	Pompa
PU-02	Pompa
PU-03	Pompa
PU-04	Pompa
PU-05	Pompa
PU-06	Pompa

ALAT	KETERANGAN
PU-07	Pompa
PU-08	Pompa
PU-09	Pompa
PU-10	Pompa
PU-11	Pompa
PU-12	Pompa
PU-13	Pompa
PU-14	Pompa

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**GAMBAR:  
DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR  
PABRIK DIISOPROPYLE ETHER  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN  
DIREKSI OLEH:**

**ABDULLAH (02 521 078)  
BANDAR (02 521 198)  
DOSEN PEMBIMBING :  
ARIF HIDAYAT, ST., MT.**





#### 4.5. Spesifikasi Alat – Alat Utilitas

##### 4.5.1. Water Pretreatment Unit

###### a. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : Menampung dan menyediakan air serta mengendapkan kotoran.

Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 126.17 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Tinggi = 2,51 m
- Lebar = 5,02 m
- Panjang = 10,03 m

Harga : Rp. 37.849.350

###### b. Premix Tank (TU-01)

Fungsi : Mencampurkan air dengan tawas Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> 5 % dan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 5 %

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Kapasitas : 0.88 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Tinggi = 1,04 m
- Diameter = 1,04 m

Power pengaduk : 0.14 Hp

Harga : \$ 20.678,10

**c. Bak Clarifyer (CL)**

Fungsi : Mengendapkan flok-flok yang terbentuk pada  
pencampuran air dengan tawas dan CaOH.

Jenis : Circular clarifyer

Kapasitas : 10.512 m<sup>3</sup>

Waktu pengendapan : 4 jam

Dimensi :

- Tinggi = 3,048 m

- Diameter = 3,78 m

Power pengaduk : 0,004 Hp

Harga : \$ 20.712,10

**d. Bak Penampung Sementara (BU-02)**

Fungsi : Menampung sementara *raw water* yang telah dihilangkan  
*suspended solid* – nya

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi  
porselen.

Kapasitas : 10.51 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Tinggi = 0,69 m

- Lebar = 2,76 m

- Panjang = 2,76 m

Harga : Rp. 1.576.590

**e. Bak Saringan Pasir (BSP)**

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

Jenis : Kolom dengan saringan pasir.

Kapasitas : 10,511 m<sup>3</sup>

Debit aliran : 154,012 gpm

Diameter kolom : 1,66 m

Tinggi : 3,66 m

Tinggi lapisan pasir : 0,635 m

Ukuran pasir rata-rata : 28 mesh

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 6.203,43

**f. Bak Penampung Sementara (BU-03)**

Fungsi : Menampung sementara *raw water* yang telah dihilangkan *suspended solid* – nya

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 10,51 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Tinggi = 0,69 m
- Lebar = 2,76 m
- Panjang = 2,76 m

Harga : Rp.1.576.590

#### **4.5.2. Unit Pengolahan Air untuk Umum**

##### **a. Tangki Klorinator (TU-02)**

Fungsi : Mencampur klorin sebagai desinfektan ( kaporit ) ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga.

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Kapasitas : 2,45 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Tinggi = 0,8 m
- Diameter = 1,21 m

Jumlah : 1 buah

Power pengaduk : 0,16 Hp

Harga : \$ 6.203,43

**b. Bak Distribusi (BU-04)**

Fungsi : Menampung air sementara sebelum didistribusikan untuk kebutuhan air minum, rumah tangga, kantor dan umum.

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 12,25 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Tinggi = 3.66 m
- Lebar = 1.83 m
- Panjang = 1.83 m

Harga : Rp. 3.675.000,00

**4.5.3. Process and Cooling Water Unit**

**a. Bak Sirkulasi Air Pendingin (BU-05)**

Fungsi : Menampung sementara air pendingin yang disirkulasi sebelum direcovery di cooling tower.

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 27,6 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Tinggi = 1.99 m
- Lebar = 4.79 m
- Panjang = 4.79 m

Harga : Rp. 8.275.260,00

**b. Cooling Tower (CT)**

- Fungsi : Me-recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 50 °C menjadi 32 °C
- Jenis alat : *Induced Draft Cooling Tower* dengan Bahan Isian *Berl Saddle* 1 in.
- Kapasitas : 27.6 m<sup>3</sup>
- Dimensi :
- Tinggi = 3,88 m
  - Diameter = 1,38 m
- Harga : \$ 103.390,50

**c. Bak Air Pendingin (BU-06)**

- Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan dipabrik.
- Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.
- Kapasitas : 34.48 m<sup>3</sup>
- Dimensi :
- Tinggi = 1.29 m
  - Lebar = 5.17 m
  - Panjang = 5.17 m
- Harga : Rp. 10.344.060,00

#### 4.5.4. Demineralization Unit

##### a. Kation Exchanger (KN)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg

Alat : *Down Flow Cation Exchanger*

Resin : *Natural Greensand Zeolit*

Kapasitas : 30,36 gpm

Ukuran :

- Diameter : 1,095 m

- Tinggi kolom : 1,57 m

Volume bed zeolit : 1,005 m<sup>3</sup>

##### b. Anion Exchanger (AN)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO<sub>4</sub>, dan NO<sub>3</sub>.

Alat : *Down Flow Anion Exchanger*

Resin : *Weakly Basic Anion Exchanger*

Kapasitas : 30,36 gpm

Ukuran :

- Diameter : 0,85 m

- Tinggi kolom : 1,201 m

Volume bed resin : 0,396 m<sup>3</sup>

**c. Deaerator (DAU)**

Fungsi	: Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , NH <sub>3</sub> , dan H <sub>2</sub> S.
Alat	: <i>Cold Water Vacuum Deaerator</i>
Kapasitas	: 30,36 gpm
Tinggi	: 5,39 m
Volume packing	: 13,79 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,896 m
Harga	: \$ 12.406,86

**4.5.5. Alat – alat Pengadaan Steam**

**a. Boiler Feed Water Tank (TU-08)**

Fungsi	: Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make-up</i> air umpan <i>boiler</i> sebelum diumpankan untuk dibangkitkan sebagai steam dalam <i>boiler</i> .
Jenis	: Tangki silinder tegak
Air yang harus diolah	: 4852,1100 kg/jam
Kapasitas	: 1.46 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1.073 m
Tinggi	: 1.61 m
Harga	: \$ 20.678,10



**b. Boiler -1 (BO)**

Fungsi : Memproduksi *steam* pada tekanan 5 atm dan suhu 115 °C

Jenis : *Fire tube boiler*

Luas tranfer panas : 69,93 m<sup>2</sup>

Jumlah tube : 2465 buah

Harga : \$ 41356,20

**c. Boiler -2 (BO)**

Fungsi : Memproduksi *steam* pada tekanan 5 atm dan suhu 115 °C

Jenis : *Fire tube boiler*

Luas tranfer panas : 3,78 m<sup>2</sup>

Jumlah tube : 133 buah

Harga : \$ 41356,20

**d. Blower (BWU)**

Fungsi : Mengalirkan udara segar ke dalam *Boiler* ( BLU )

Jenis : *Centrifugal Blower*

Kapasitas blower : 8573,2516 kg/jam

Power blower : 19,897 Hp

Power motor : 25 Hp

Harga : \$ 2584,76

**e. Tangki bahan bakar boiler**

Fungsi	: Menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk boiler selama 14 hari.
Jenis	: Tangki silinder tegak <i>with conical roof and flat bottomed</i> .
Tinggi	: 3,15 m
Volume	: 173,86 m <sup>3</sup>
Diameter	: 8,39 m
Harga	: \$ 82.712,40

**4.5.6. Tangki Utilitas**

**a. Tangki Larutan Alum [Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>] (TU-03)**

Fungsi	: Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk persediaan 1 minggu operasi
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Kebutuhan Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	: 5,26 kg/jam
Tinggi	: 1,75 m
Volume	: 1,06 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,88 m
Harga	: \$ 5.169,52



**b. Tangki Larutan Soda Abu [Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>] (TU-04)**

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5 % untuk  
persediaan 1 minggu operasi

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Soda Abu : 5,26 kg/jam

Tinggi : 1,75 m

Volume : 1,06 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,88 m

Harga : \$ 5.169,52

**c. Tangki Kaporit [Ca(OCl)<sub>2</sub>.4H<sub>2</sub>O] (TU-05)**

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk  
persediaan 1 minggu

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Kaporit : 0.204 kg/jam

Tinggi : 0,46 m

Volume : 0,08 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,23 m

Harga : \$ 2.067,81

**d. Tangki Larutan NaOH (TU-06)**

Fungsi	: Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Kebutuhan NaOH	: 76,029 kg/jam
Tinggi	: 5,4 m
Volume	: 30,84 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,7 m
Harga	: \$ 2.067,81

**4.5.7. Pompa Utilitas**

**a. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap awal sebanyak 8758,7934 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 0.069 m/dtk
Head pompa	: 0,0334 m
Tenaga motor	: 26 Hp



Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 104.281,76 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 14.888,23

**b. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) ke premix tank (TU-01) sebanyak 8758,7934 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Axial Flow Impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 0.07 m/dtk
Head pompa	: 1,04 m
Tenaga motor	: 6 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 7909,7768 rpm
Jumlah	. 2 buah
Harga	: \$ 9.098,36

**c. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)**

Fungsi : Mengalirkan air dari *premix tank* (TU-01) ke *clarifyer* (CLU) sebanyak 8758,7934 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0.07 m/dtk

Head pompa : 2,96 m

Tenaga motor : 1 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 3603,9961 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 9.098,36

**d. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-02)

ke *sand filter* (FU-01) sebanyak 8758,7934 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Radial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0.07 m/dtk

---

Head pompa	: 5,78 m
Tenaga motor	: 10 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 2.184,6608 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 6.203,43

**e. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-02)  
ke *Tangki Klorinator* (TU-02) sebanyak 2041.6668  
kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Radial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 2,38 m/dtk

Head pompa : 4,06 m

Tenaga motor : 0,08 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 1374,88 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 9925,49



**f. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-03)  
Ke *Bak Air Pendingin* (BU-05) sebanyak  
5746.70469 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0,28 m/dtk

Head pompa : 0,045 m

Tenaga motor : 0,8 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 67260,3662 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 5.789,87

**g. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)**

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki klorinator (TU-02) ke bak  
distribusi (BU-04) sebanyak 2.041,67 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Radial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*



---

Kecepatan linier	: 2.3749 m/dtk
Head pompa	: 6.5968 m
Tenaga motor	: 0,125 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 954.5820 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 7.857,68

**h. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak sirkulasi air pendingin (BU-05)  
ke cooling tower (CTU-01) sebanyak 22986.81874 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0.2850 m/dtk

Head pompa : 2.4808 m

Tenaga motor : 1 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 6669.7769 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 5789,87



**i. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)**

Fungsi : Memompa Air Pendingin dari Cooling tower (CTU-01) ke bak penampung air pendingin (BU-05) sebanyak 22986.81874 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0.4160 m/dtk

Head pompa : 0.0995 m

Tenaga motor : 0.0833 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 74422.92928 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 5.789,87

**j. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)**

Fungsi : Memompa Air Pendingin dari Bak Air dan Proses (BU-05) Untuk menyuplai Cooler-cooler proses dan kembali lagi ke Bak (BU-05) sebanyak 1244.660258 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 0.0606 m/dtk
Head pompa	: 0.0058 m
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 146636.932 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 5.789,87

**k. Pompa Utilitas – 11 (PU-11)**

Fungsi : Memompa Air Pendingin dari Bak Air dan Proses (BU-05) Untuk menyuplai kebutuhan Condenser Proses kembali lagi ke Bak (BU-05) sebanyak 27,488.86 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 1.34 m/dtk

Head pompa : 1.4209 m

Tenaga motor : 0,25 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 11078.54079 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 7857.68

#### **1. Pompa Utilitas – 12 (PU-12)**

Fungsi : Memompa Air dari Boiler Feed Water Tank (TU-08) ke  
Boiler (BLU) sebanyak 4852.1100 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0.8970 m/dtk

Head pompa : 9.7679 m

Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 1096.314689 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 7857.68



**m. Pompa Utilitas – 13 (PU-13)**

Fungsi : Mengalirkan air dari Tangki Anion (AEU) ke Kation (KEU) sebanyak 970.4220 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0.1794 m/dtk

Head pompa : 4.0443 m

Tenaga motor : 0.08 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 949.8739 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 7.237,33

**n. Pompa Utilitas – 14 (PU-14)**

Fungsi : Mengalirkan air dari Kation (KEU) ke Deaerator (DAU) sebanyak 970.4220 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier	: 0.1794 m/dtk
Head pompa	: 4.0443 m
Tenaga motor	: 0.08 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 949.8739 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 6203.43

**o. Pompa Utilitas – 15 (PU-15)**

Fungsi : Mengalirkan air dari Deaerator (DAU) ke tangki umpan boiler sebanyak 970.4220 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 0.1794 m/dtk

Head pompa : 4.0443 m

Tenaga motor : 0.08 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 949.8739 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 6203.43

---

## 4.6. Laboratorium

### 4.6.1. Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan 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 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.

Laboratorium melaksanakan kerja selama 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

#### a. Kelompok kerja Non shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan *reagen kimia* yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok

shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

- Menyiapkan *reagen* untuk analisa laboratorium unit.
- Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
- Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

b. Kelompok shift.

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa- analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

#### **4.6.2. Program Kerja Laboratorium**

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik *Diisopropil Ether* ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa pada proses pembuatan *Diisopropil Ether* ini dilakukan terhadap :

- Bahan baku isopropanol , yang dianalisa adalah kemurnian , *density* , kadar impurities/inert, warna, viscositas, kelarutan dalam air, *specific gravity*, dan indeks bias.
- Produk Diisopropil Ether yang dianalisa sesuai setandar ASTM
- Produk samping *Propilen* yang diperiksa adalah *density*, kemurnian, *viscositas*.

Analisa untuk unit utilitas, meliputi :



- Air lunak proses kapur dan air proses untuk penjernihan, yang dianalisa pH, silikat sebagai  $\text{SiO}_2$ , Ca sebagai  $\text{CaCO}_3$ , Sulfur sebagai  $\text{SO}_4^{2-}$ , chlor sebagai  $\text{Cl}_2$  dan zat padat terlarut.
- Penukar ion, yang dianalisa kesadahan  $\text{CaCO}_3$ , silikat sebagai  $\text{SiO}_2$ .
- Air bebas mineral, analisa sama dengan penukar ion.
- Air umpan boiler, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $\text{O}_2$  terlarut dalam Fe.
- Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, Kadar  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{PO}_4$ ,  $\text{SiO}_2$ .
- Air minum, yang dianalisa meliputi pH, chlor sisa dan kekeruhan.

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sample yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sample. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi tiga (3) bentuk, yaitu:

#### **a. Gas**

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sample dengan botol gas sample yang selanjutnya dibawa ke laboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sample dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanan, terlebih gas yang dianalisa berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sample yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi angin.



### **b. Cairan**

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas. Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet atau alat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

### **c. Padatan**

Untuk mengambil sample dalam bentuk padatan, dilakukan secara acak dan disimpan dalam tempat/botol yang tertutup. Sampel padatan disimpan dalam bentuk *container*/karung. Jumlah sampel yang harus diambil adalah akar dari jumlah *container*/karung yang ada. Sedangkan pengambilan sampel padatan dalam *conveyor* yang berjalan dengan titik pengambilan, yaitu dua titik dipinggir dan satu titik ditengah.

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

#### **a. Laboratorium Pengamatan**

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari 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.

#### **b. 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).

c. 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 Analisa Penting**

Alat analisa yang digunakan :

a. *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

b. *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *Spesific gravity*.

c. *Viscometer batch*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

d. *Portable Oxygen Tester*

Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

e. *Infra – Red Spectrometer*

Digunakan untuk mengukur indeks bias.

## **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 *Diisopropil Ether* ini direncanakan didirikan pada tahun 2014 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.
- Efisiensi 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.

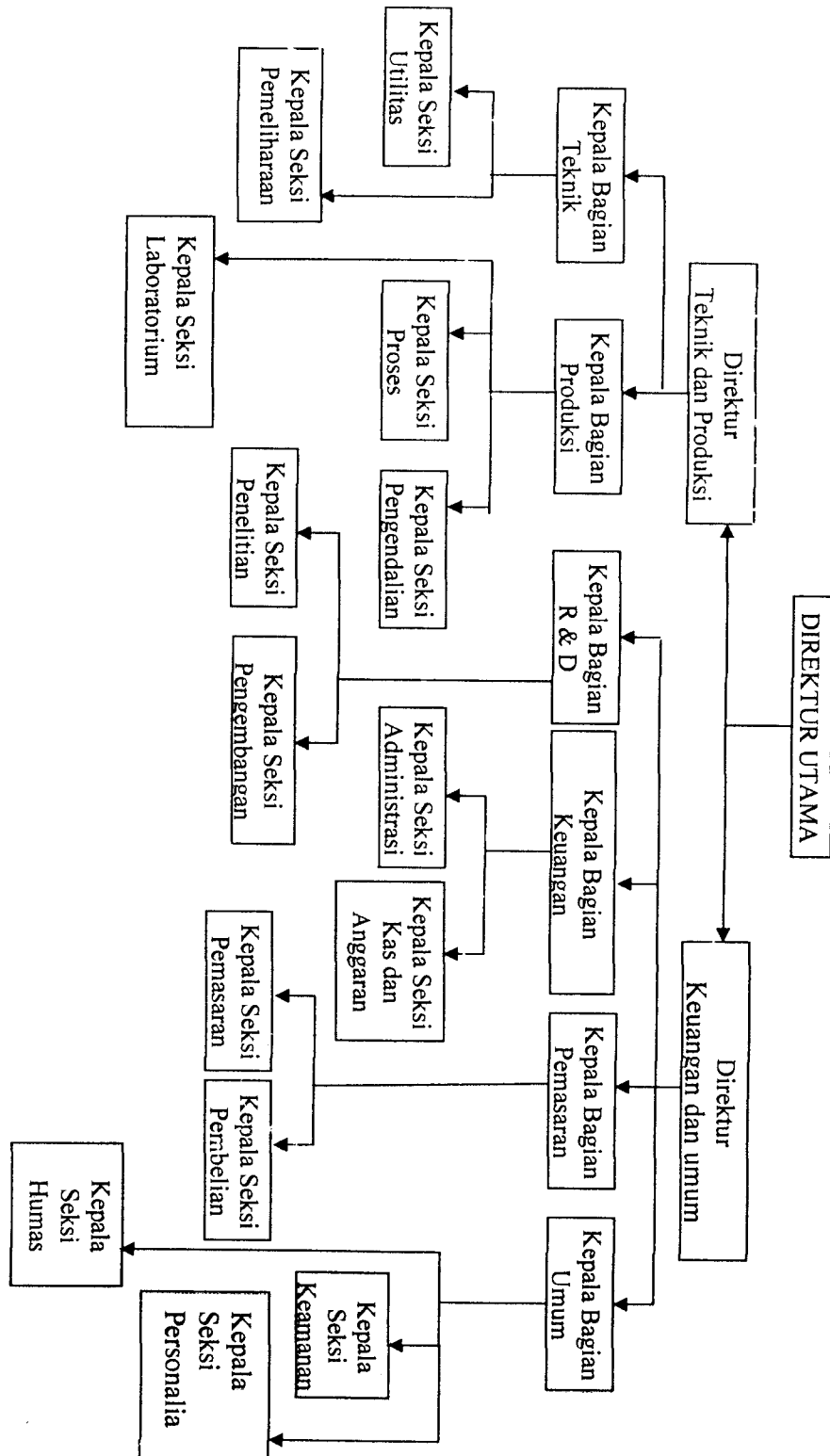
Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem 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 struktur 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.



Gambar 4.4. Struktur Organisasi Perusahaan

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 perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- 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:

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

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

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

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

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

- Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
- 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 :

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- 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 Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

**e. Kepala Bagian Umum**

Bertanggungjawab kepada Direktur 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 pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-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.



#### **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 menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

#### **m. Kepala Seksi Humas**

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.



### **Seksi Humas :**

Tugas seksi Humas antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

### **n. Kepala Seksi Keamanan**

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

### **Seksi Keamanan :**

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### **4.7.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji**

Pada pabrik *Diisopropil Ether* 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 :

- Karyawan Tetap

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

- **Karyawan Harian**

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

- **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.
- Shift IV : Libur

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 4.6.** Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
(1)	(2)	(3)
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/Sederajat

#### 4.7.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.7. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No	Jabatan	Jmlh
1	Direktur utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Satff 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 Penelitian	1
23	Kepala Seksi Pengembangan	1
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
25	Kepala Seksi Utilitas	1
26	Karyawan Personalia	4

27	Karyawan Humas	3
28	Karyawan Security/keamanan	9
29	Karyawan Pembelian	4
30	Karyawan Pemasaran	4
31	Karyawan Administrasi	3
32	Karyawan kas	3
33	Karyawan Proses	32
34	Karyawan Pengendalian	4
35	Karyawan Laboratorium	6
36	Karyawan Pemeliharaan	4
37	Karyawan Utilitas	12
38	Karyawan KKK	3
39	Karyawan Litbang	4
40	Karyawan Pemadam kebakaran	4
41	Dokter	1
42	Perawat	3
43	Sopir	4
44	Cleaning Service	10
<b>TOTAL</b>		<b>144</b>

#### 4.7.6.3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

- Gaji Bulanan

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

- Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

- 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 4.8.** Perincian golongan dan gaji

No	Jabatan	Jmlh	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1	Direktur utama	1	20,000,000.00	20,000,000.00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	15,000,000.00	15,000,000.00
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	5,000,000.00	5,000,000.00
4	Satff Ahli	2	5,000,000.00	10,000,000.00
5	Sekretaris	2	1,800,000.00	3,600,000.00
6	Kepala Bagian Umum	1	8,000,000.00	8,000,000.00
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	8,000,000.00	8,000,000.00

8	Kepala Bagian Keuangan	1	8,000,000.00	8,000,000.00
9	Kepala Bagian Teknik	1	8,000,000.00	8,000,000.00
10	Kepala Bagian Produksi	1	8,000,000.00	8,000,000.00
11	Kepala Bagian R & D	1	8,000,000.00	8,000,000.00
12	Kepala Seksi Personalia	1	4,500,000.00	4,500,000.00
13	Kepala Seksi Humas	1	4,500,000.00	4,500,000.00
14	Kepala Seksi Keamanan	1	4,500,000.00	4,500,000.00
15	Kepala Seksi Pembelian	1	4,500,000.00	4,500,000.00
16	Kepala Seksi Pemasaran	1	4,500,000.00	4,500,000.00
17	Kepala Seksi Administrasi	1	4,500,000.00	4,500,000.00
18	Kepala Seksi Kas/anggaran	1	4,500,000.00	4,500,000.00
19	Kepala Seksi Proses	1	4,500,000.00	4,500,000.00
20	Kepala Seksi Pengendalian	1	4,500,000.00	4,500,000.00
21	Kepala Seksi Laboratorium	1	4,500,000.00	4,500,000.00
22	Kepala Seksi Penelitian	1	4,500,000.00	4,500,000.00
23	Kepala Seksi Pengembangan	1	4,500,000.00	4,500,000.00
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	4,500,000.00	4,500,000.00
25	Kepala Seksi Utilitas	1	4,500,000.00	4,500,000.00
26	Karyawan Personalia	4	1,500,000.00	6,000,000.00
27	Karyawan Humas	3	1,500,000.00	4,500,000.00
28	Karyawan Security/keamanan	9	1,200,000.00	10,800,000.00
29	Karyawan Pembelian	4	1,500,000.00	6,000,000.00



30	Karyawan Pemasaran	4	1,500,000.00	6,000,000.00
31	Karyawan Administrasi	3	1,500,000.00	4,500,000.00
32	Karyawan kas	3	1,500,000.00	4,500,000.00
33	Karyawan Proses	32	1,500,000.00	48,000,000.00
34	Karyawan Pengendalian	4	1,500,000.00	6,000,000.00
35	Karyawan Laboratorium	6	1,500,000.00	9,000,000.00
36	Karyawan Pemeliharaan	4	1,500,000.00	6,000,000.00
37	Karyawan Utilitas	12	1,500,000.00	18,000,000.00
38	Karyawan KKK	3	1,500,000.00	4,500,000.00
39	Karyawan Litbang	4	1,500,000.00	6,000,000.00
40	Karyawan Pemadam kebakaran	4	1,200,000.00	4,800,000.00
41	Dokter	1	4,500,000.00	4,500,000.00
42	Perawat	3	1,500,000.00	4,500,000.00
43	Sopir	4	900,000.00	3,600,000.00
44	Cleaning Service	10	500,000.00	5,000,000.00
<b>TOTAL</b>		144		<b>326,800,000</b>

#### 4.7.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

##### a. Salary

- Salary/bulan
- Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*

- THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
- b. Jaminan sosial dan pajak pendapatan
- Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
  - Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.
    - 1,5 % tanggungan perusahaan
    - 2 % tanggungan karyawan
- c. *Medical*
- *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
  - Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
- d. Perumahan
- Untuk staff disediakan mess
- e. Rekreasi dan olahraga
- Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
  - Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis
- f. Kenaikan gaji dan promosi
- Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
  - Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.

g. Hak cuti dan ijin

- Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)
- Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.

h. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 *pieces*.

#### **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 dan 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.

#### **4.8. Evaluasi Ekonomi**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik *Vinyl asetat* ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

- *Return Of Investment*
- *Pay Out Time*
- *Discounted Cash Flow rate Of Return*
- *Break Even Point*
- *Shut Down Point*

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

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

##### **4.8.1. Penaksiran Harga Peralatan**

Harga peralatan proses selalu 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 :

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

Dalam hubungan ini :

$E_x$  = harga alat pada tahun X

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

$N_x$  = nilai indeks tahun X

$N_y$  = nilai indeks tahun Y

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari situs "[www.che.com](http://www.che.com)".

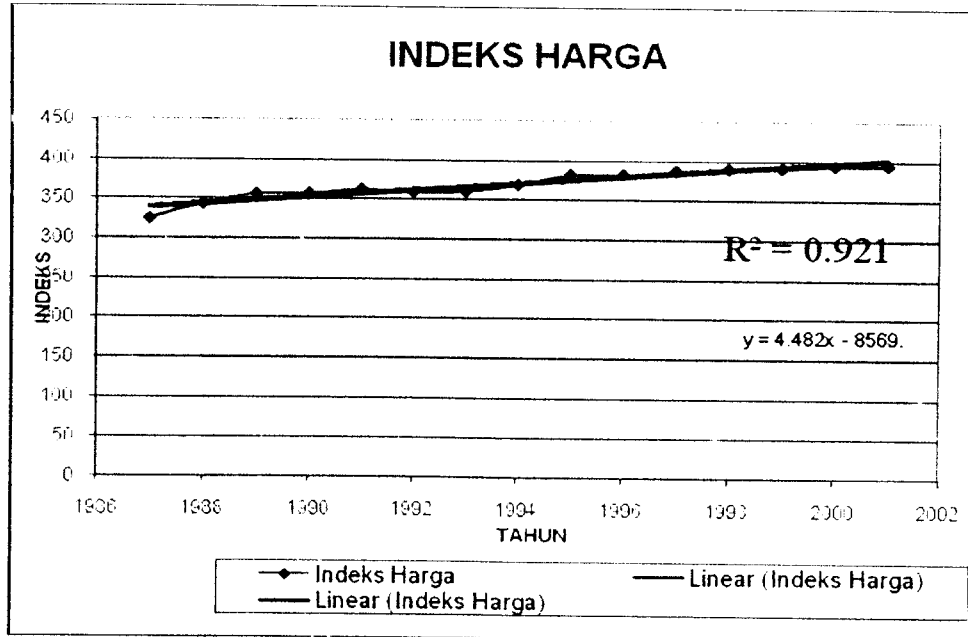
**Table 4.9.** Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X(Tahun)	Y (indeks)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361.3
1992	6	358.2
1993	7	359.2
1994	8	368.1
1995	9	381.1

1996	10	381.7
1997	11	386.5
1998	12	389.5
1999	13	390.6
2000	14	394.1
2001	15	394.3
2002	16	390.4
2003	17	402
2004	18	444.2

(Sumber: [www.che.com](http://www.che.com))

Gambar 4.5. Grafik index harga



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

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

Dimana:

$E_a$  = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

$E_b$  = Harga alat dengan kapasitas dicari.

$C_a$  = Kapasitas alat A.

$C_b$  = 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 2<sup>th</sup> edition, halaman 170.

#### 4.8.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 50.000 ton/tahun	
Satu tahun operasi	= 330 hari	
Umur pabrik	= 10 tahun	
Pabrik didirikan	= 2014	
Kurs mata uang	= 1 US\$	= Rp 9500

### **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.



- d. *General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 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.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

$$FCI = \text{Fixed Capital Investment}$$

#### **4.8.4.1. 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.

#### **4.8.4.2. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)**

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

#### **4.8.4.3. 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 di atasnya.

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

Dengan:

$Fa$  = *Annual Fixed Expense*

$Ra$  = *Annual Regulated Expense*

$Va$  = *Annual Variabel Expense*

$Sa$  = *Annual Sales Value Expense*

#### 4.8.4.4. 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*.

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

#### 4.8.5. Hasil Perhitungan

##### 4.8.5.1 Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

##### A. *Modal Tetap* (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4.10. *Fixed Capital Investment*

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Delivered Equipment</i>	3.411.291,00	
2	<i>Equipment Instalation</i>	429822,67	1.659.251.942,40
3	<i>Piping</i>	2996819,14	1.918.510.058,40
4	<i>Instrumentation</i>	414471,86	155.554.869,60
5	<i>Insulation</i>	110866,96	259.258.116,00
6	<i>Electrical</i>	341.129,10	
7	<i>Buildings</i>		18,937,500,000.00
8	<i>Land and Yard Improvement</i>		3,725,000,000.00
9	<i>Utilities</i>	798329,16	374.812.305,48
	<b><i>Physical Plant Cost</i></b>	9355552,63	27.029.887.291,88
10	<i>Engineering and Construction</i>	1871110.53	5,405,977,458.38
	<b><i>Direct Plant Cost</i></b>	11226663.16	32,435,864,750.26

11	<i>Contractor's fee</i>	785866.42	2,270,510,532.52
12	<i>Contingency</i>	1683999.47	4,865,379,712.54
	<b><i>Fixed Capital</i></b>	13696529.05	39,571,754,995.31

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9500,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= (\$13696529.05x Rp. 9500 / \$ 1) + Rp. 39,571,754,995.31

= Rp. 169,688,780,997.00

### B. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.11. *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	4,141,201.50	
2	<i>In Process Inventory</i>	38,623.18	12,686,001.82
3	<i>Product Inventory</i>	5149757.01	1,691,466,909.76
4	<i>Extended Credit</i>	6,597,448.31	
5	<i>Available Cash</i>	5149757.01	1,691,466,909.76
	<b><i>Total Working Capital</i></b>	21,076,787.01	3,395,619,821.34

Sehingga *Total Working Capital* :

= (\$21,076,787.01x Rp. 9500 / \$ 1) + Rp. 3,395,619,821.34

= Rp. 203,625,096,431.03

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

#### A. *Manufacturing Cost*

**Tabel 4.12. Manufacturing Cost**

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Materials</i>	49,694,418.03	-
2	<i>Labor Cost</i>	-	3,921,600,000.00
3	<i>Supervision</i>	-	392,160,000.00
4	<i>Maintenance</i>	-	235,296,000.00
5	<i>Plant Supplies</i>	-	35,294,400.00
6	<i>Royalties and Patents</i>	1,583,387.59	-
7	<i>Utilities</i>	-	4,704,395,068.00
	<b><i>Direct Manufacturing Cost</i></b>	<b>51277805.62</b>	<b>9,288,745,468.00</b>
1	<i>Payroll and Overhead</i>	-	666,672,000.00
2	<i>Laboratory</i>	-	470,592,000.00
3	<i>Plant Overhead</i>	-	2,352,960,000.00
4	<i>Packaging and Shipping</i>	7,916,937.97	-
	<b><i>Indirect Manufacturing Cost</i></b>	<b>7916937.97</b>	<b>3,490,224,000.00</b>
1	<i>Depreciation</i>	1643583.486	4,748,610,599.44
2	<i>Property Taxes</i>	684826.4526	1,978,587,749.77
3	<i>Insurance</i>	273930.5811	791,435,099.91
	<b><i>Fixed Manufacturing Cost</i></b>	<b>2602340.52</b>	<b>7,518,633,449.11</b>
	<b><i>Total Manufacturing Cost</i></b>	<b>61797084.12</b>	<b>20,297,602,917.11</b>

*Shingga Total Manufacturing Cost :*

$$= (\$61797084.12 \times \text{Rp. } 9500 / \$ 1) + \text{Rp. } 20,297,602,917.11$$

$$= \text{Rp } 607,369,902,046.03$$

***B. General Expense***

**Tabel 4.13. General Expense**

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Administration</i>	2471883.365	811,904,116.68
2	<i>Sales</i>	4325795.888	1,420,832,204.20
3	<i>Research</i>	2471883.365	811,904,116.68
4	<i>Finance</i>	1,043,199.48	1,289,021,244.50
<b><i>General expense</i></b>		<b>10,312,762.10</b>	<b>4,333,661,682.07</b>

*Shingga Total General Expense :*

$$= (\$10,312,762.10 \times \text{Rp. } 9500 / \$ 1) + \text{Rp. } 4,333,661,682.07$$

$$= \text{Rp. } 102,304,901,629.75$$

Total Biaya Produksi = TMC + GE

$$= \text{Rp } 709,674,803,675.78$$

#### 4.8.5.3. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk -- Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp. 752,109,107,530.00

Total Biaya Produksi = Rp. 709,674,803,675.78

Pajak keuntungan sebesar 40%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 42,434,303,854.23

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 25,460,582,312.54

#### 4.8.5.4. Analisa Kelayakan

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

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

◆ ROI sebelum Pajak = 25,0000%

◆ ROI setelah Pajak = 15,0000%

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

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

• POT sebelum Pajak = 2.7022 tahun

• POT setelah Pajak = 3.7031 tahun

### 3. Break Even Point (BEP)

<i>Fixed Manufacturing Cost (Fa)</i>	= Rp. 32,240,868,389.43
<i>Variabel Cost (Va)</i>	= Rp. 567,054,459,256.60
<i>Regulated Cost (Ra)</i>	= Rp. 110,379,476,029.75
<i>Penjualan Produk (Sa)</i>	= Rp. 752,109,107,530.00

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

$$\text{BEP} = 44,95\%$$

### 4. Shut Down Point (SDP)

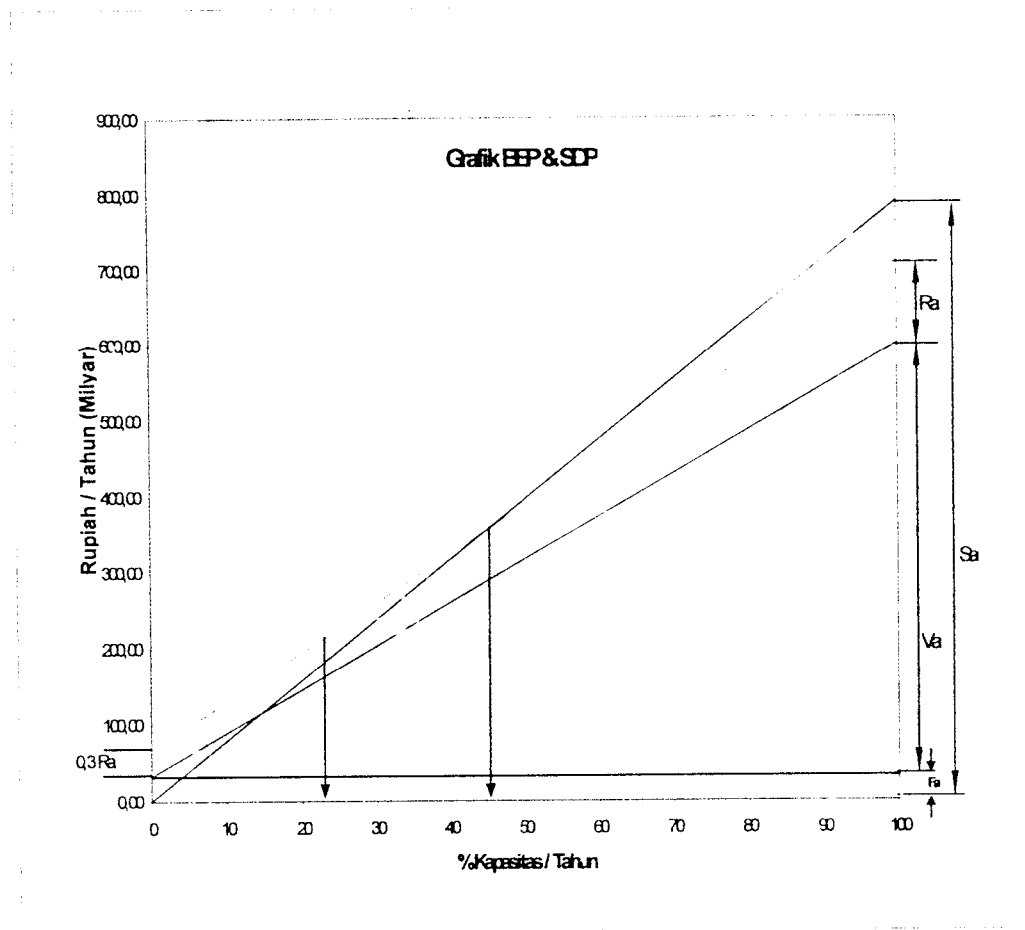
$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = 22,78\%$$

### 5. Discounted Cash Flow (DCF)

Umur Pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital (FC)	= Rp. 169,688,780,997.00
Working Capital (WC)	= Rp. 203,625,096,431.03
Cash Flow (CF)	= Rp. 148.128,137,661.92
Salvage Value (SV)	= Rp. 16,968,878,099.70
DCFR	= 38,98%
Bunga Simpanan Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 10 %	





Gambar 4.6. Nilai BEP dan SDP

## **BAB V**

### **PENUTUP**

1. Dilihat dari kondisi operasi dan bahan yang diproses maka pabrik Diisopropil Ether dari Isopropanol ini digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah.
2. ROI sebelum pajak pada pabrik vinil asetat ini sebesar 25,0000% dan ROI sesudah pajak 15,0000%. ROI sebelum pajak, untuk pabrik beresiko rendah minimal 11 % (Aries & Newton, 1955)
3. POT pabrik vinil asetat ini sebelum pajak selama 2.7022 tahun. POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimum 5 tahun (Aries & Newton, 1955)
4. Pabrik vinil asetat ini nilai BEP sebesar 44,95 %. BEP untuk pabrik kimia di Indonesia pada umumnya berkisar 40-60 %
5. Pabrik vinil asetat ini memiliki nilai DCFR sebesar 38,98% .Suku bunga pinjaman saat ini berkisar 10-18 % untuk itu pabrik yang berdiri harus memiliki minimal 1,5 kali dari bunga pinjaman Bank

Dari pertimbangan-pertimbangan tersebut di atas maka pabrik Diisopropil Ether ini menarik untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation",  
McGraw-Hill Book Company, New York
- Brown, G.G. and Foust, A.S., 1950, "Unit Operations", John Wiley and Sons,  
Inc., New York
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design – Vessel  
Design", 1<sup>st</sup> ed., Wiley Eastern Limited, New Delhi
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "Chemical Engineering", vol.6,  
Pergamon Press, Oxford.
- Evans,, F.L,1971, "Equipment Design Handbook for Refineries Chemical  
Plants", Vol 1 – 2 , Gulf Publising co. Houston.
- Foust, A.S, Wenzel, L.A., Clump, C.W., and Maus, L., 1980, "Principles of Unit  
Operations", 2<sup>nd</sup> ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Froment, G.F, and Bischoff, K.L, 1990, "Chemical Reaktor Analisis and  
Design", 2<sup>and</sup> ed , John Wiley and Sons, Inc, London.
- Kern, D.Q., 1950, "Process Heat Transfer", McGraw-Hill Kogakusha, Ltd.,  
Tokyo
- Ludwig, E.E., 1964, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical  
Plants", vol.1, Gulf Publishing Company, Houston
- Ludwig, E.E., 1965, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical  
Plants", vol. 3, Gulf Publishing Company, Houston



Perry, R.H. and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 6<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore

Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1981, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3<sup>rd</sup> ed., McGraw-Hill International Book Company, Singapore

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", 1<sup>st</sup> ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York

Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, "Project Engineering of Process Plant ", John Wiley and Sons inc, New York

Schweitzer, P.A., 1997, "Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers", 3<sup>rd</sup> ed., The McGraw-Hill Companies, Inc., New York

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

Treball, R.E., 1968, " Mass Tranfer Operation", 2<sup>nd</sup> ed, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York

Situs : U.S patent No. 5.138.102 ( 11 Agustus 1992 ), Beech, Jr. , et al.

Situs : U.S patent No. 5.144.086 ( 1 September 1992 ), Harandi , et al

Situs : U.S patent No. 5.324.865 ( 28 juni 1994 ) ,Beech, Jr. , et al.

[www.nist.gov](http://www.nist.gov)

[www.natche.com](http://www.natche.com),

# LAMPIRAN

## REAKTOR

- Tugas : Mereaksikan  $C_3H_7OH$  (IPA) menjadi  $C_3H_7OC_3H_7$  (DIPE)  
 $C_3H_6$  (Propilen), dan  $H_2O$
- Jenis : Reaktor *Fixed Bed* Adiabatis
- Kondisi operasi : Non isothermal, adiabatis
- : Fasa : Gas - Solid
- : Suhu Operasi :  $150^\circ C - 220^\circ C$
- : Tekanan Operasi : 9atm - 10 atm
- : Katalis : Zeolite Beta
- : Reaksi : Eksotermis, heterogen, reversibel,  
catalytic reaction.

### A. Prancangan Reaktor

#### A.1. Umpan Masuk Reaktor

- Fasa masuk : Gas
- Suhu masuk :  $150.27^\circ C$
- Tekanan masuk : 10 atm

Komponen	Masuk (kg/jam)			kmol/jam
	Fresh Feed	Recycle	Total Umpan Reaktor	
Propylene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	9.919,5900	2.397,4080	12.316,9980	205,2833
DIPE	0,0000	7,0085	7,0085	0,0687
H <sub>2</sub> O	115,2903	18,1137	133,4039	7,4113
Sub Total	10.034,8803	2.422,5301	12.457,4104	212,7633
Total	12.457,4104		12.457,4104	212,7633

### A.2. Umpan Keluar Reaktor

Fasa keluar : Gas  
Suhu keluar : 218.01°C  
Tekanan keluar : 9.5 atm

Komponen	kg/jam	kmol/jam
Propylne	1.328,8663	31,6397
IPA	3.028,7686	50,4795
DIPE	6.288,3908	61,6509
H2O	1.811,3847	100,6325
Total	1.2457,4104	244,4025

### A.3. Cek Fasa Pada Reaktor

Tekana uap tiap komponen ditentukan denga persamaan antoine :

$$\ln P_o = [A - B/(T+C)]$$

$$P_o = \exp [A - B/(T+C)]$$

Dengan : A, B, C = Koefisien persamaan tekanan uap Antoine

T = Temperatur uap ( K )

P = Tekanan Operasi ( mmHg)

P<sub>o</sub> = Tekanan uap murni komponen ( mmHg)

#### A.3.1. Umpan Masuk Reaktor

P operasi masuk = 10 atm

Buble Point = 135, 9111 °C

Komponen	Kgmol/jam	( Xi )	A	B	C	P° (mmHg)	Ki = Po/Pt	Xi x Ki
IPA	12316,9980	0,9887	18,6929	3640,2000	-35,5400	7656,8052	1,0075	0,9961
DIPE	7,0085	0,0006	16,3417	2895,7300	-43,1500	4558,2832	0,5998	0,0003
Air	133,4039	0,0107	18,3036	3816,4400	-46,1300	2401,0150	0,3159	0,0034
<b>Total</b>	<b>12457,4104</b>	<b>1,0000</b>					<b>1,9232</b>	<b>1,0000</b>

Maka dengan kondisi umpan masuk pada suhu 150.27 °C ( diatas nilai buble

campuran masuk ) maka campuran tersebut tetap dalam fasa gas.

### A.3.2. Umpan Keluar Reaktor

P operasi keluar = 9.5 atm

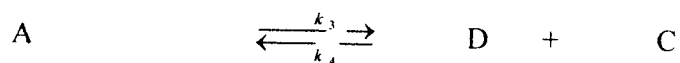
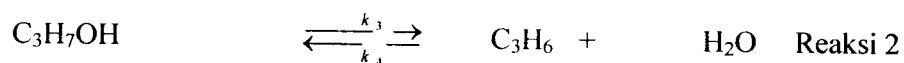
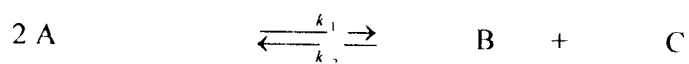
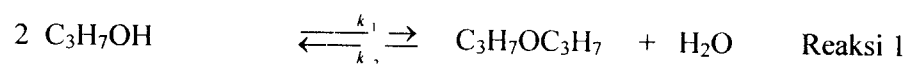
Buble Point = 162.7552 °C

Komponen	Mole	$X_i$	A	B	C	$P^\circ$ (mmHg)	$K_i = P^\circ/P$	$x_i$
Propylne	31,6397	0,1295	15,7027	1807,5300	-26,1500	80004,6691	11,0810	0,0117
IPA	50,4795	0,2065	18,6929	3640,2000	-53,5400	9594,4906	1,3289	0,1554
DIPE	61,6509	0,2523	16,3417	2895,7300	-43,1500	7832,3634	1,0848	0,2325
H2O	100,6325	0,4117	18,3036	3816,4400	-46,1300	4956,4318	0,6865	0,5998
TOTAL	244,4025	1,0000						0,9994

Maka dengan kondisi umpan keluar pada suhu 218.01 °C ( diatas nilai buble campuran keluar ) maka campuran tersebut tetap dalam fasa gas.

### B. Kinetika Reaksi

Reaksi :



Dari data-data percobaan yang didapat dari jurnal paten Amerika dengan no patent No. 5144086 didiperoleh data kinetika reaksi sebagai berikut :



$$k_1 = 5,0976 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

$$k_2 = 1,7131 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

$$k_3 = 4,4608 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

$$k_4 = 6,2078 \exp\left(\frac{-13295,8799}{T}\right) \frac{L^2}{j.gr.kat.mol}$$

( Sumber: Harandi ; US Patent 5.144.086, 1992)

Jika :  $r_1$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan DIPE dan Air dari IPA

$r_2$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan IPA dari DIPE dan Air

$r_3$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan Propilen dan Air dari IPA

$r_4$  dinyatakan sebagai kecepatan pembentukan IPA dari Propilen dan Air

$$\text{Maka : } r_1 = K_1 C_A^2 \dots\dots\dots(1)$$

$$r_2 = K_2 C_B C_C \dots\dots\dots(2)$$

$$r_3 = K_3 C_A \dots\dots\dots(3)$$

$$r_4 = K_4 C_D C_C \dots\dots\dots(4)$$

Dari devinisi diatas kita dapat jabarkan kecepatan pembentukan setiap zat yang dapat digambarkan sebagai berikut:

$$\text{Kecepatan pembentukan DIPE} = \frac{1}{2} K_1 C_A^2 - \frac{1}{2} K_2 C_B C_C$$

$$\text{Kecepatan pembentukan IPA} = K_2 C_B C_C - K_1 C_A^2 - K_3 C_A + K_4 C_D C_C$$

$$\text{Kecepatan pembentkan Air} = -\frac{1}{2} K_2 C_B C_C + \frac{1}{2} K_1 C_A^2 + K_3 C_A - K_4 C_D C_C$$

$$\text{Kecepatan pembentukan Propilen} = K_3 C_A - K_4 C_D C_C$$

Jika kedua reaksi diatas kita definisikan dalam bentuk persamaan kecepatan reaksi, dimana reaksi satu terhadap kecepatan pembentukan DIPE dan reaksi dua terhadap kecepatan pembentukan IPA maka didapat persamaan sebagai berikut :

$$\text{Reaksi 1 (R}_1\text{)} = K_1 C_A^2 - K_2 C_B C_C \dots\dots\dots(5)$$

$$\text{Reaksi 2 (R}_2\text{)} = K_4 C_D C_C - K_3 C_A \dots\dots\dots(6)$$

Maka kecepatan pembentukan masing-masing zat dapat didefinisikan lagi sebagai berikut :

$$\text{Kecepatan pembentukan DIPE} = -\frac{1}{2} R_1 \dots\dots\dots(7)$$

$$\text{Kecepatan pembentukan IPA} = R_2 - R_1 \dots\dots\dots(8)$$

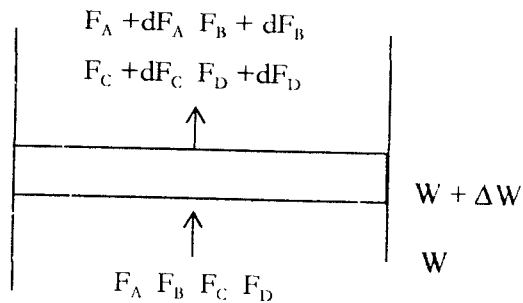
$$\text{Kecepatan pembentukan Air} = \frac{1}{2} R_1 - R_2 \dots\dots\dots(9)$$

$$\text{Kecepatan pembentukan Propilen} = -R_2 \dots\dots\dots(10)$$

### C. Penyusunan Model Matematis

#### C.1. Neraca Massa

Ditinjau suatu elemen volume pada reaktor :



Gambar 1. Elemen Volume dalam Reaktor



Asumsi yang diambil dalam penyusunan neraca massa A :

1. keadaan *steady state*
  2. difusi ke arah aksial dan radial diabaikan
  3. transfer massa arah radial diabaikan
  4. proses berlangsung dengan aliran *plug flow*
- Neraca massa A Isopropil Alkohol (IPA) pada elemen volume :

$$R_{in} - R_{out} - R_{reaction} = R_{acc}$$

$$F_A|_w - F_A|_{w+\Delta w} - (-r_A) \Delta w = 0 \quad \dots\dots\dots (11)$$

$$\frac{F_A|_w - F_A|_{z+\Delta w}}{\Delta w} = (-r_A) \quad \dots\dots\dots (12)$$

limit  $\Delta w$  mendekati 0, maka persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dF_A}{dw} = (-r_A) \quad \dots\dots\dots (13)$$

$$\text{Dengan } r_A = R_1 - R_2 \quad \dots\dots\dots (14)$$

$$\frac{dF_A}{dw} = R_2 - R_1 \quad \dots\dots\dots (12)$$

- Neraca massa B Dilsopropil Ether ( DIPE ) pada elemen valume :

$$R_{in} - R_{out} - R_{reaction} = R_{acc}$$

$$F_B|_w - F_B|_{w+\Delta w} - (r_B) \Delta w = 0 \quad \dots\dots\dots (16)$$

$$\frac{F_B|_w - F_B|_{z+\Delta w}}{\Delta w} = (r_B) \quad \dots\dots\dots (17)$$

limit  $\Delta w$  mendekati 0, maka persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dF_B}{dw} = (r_B) \dots\dots\dots (18)$$

Dengan  $r_B = -R_1/2$

$$\frac{dF_B}{dw} = -R_1/2 \dots\dots\dots (19)$$

- Neraca massa C Air pada elemen volume :

$$R_{in} - R_{out} - R_{reaction} = R_{acc}$$

$$F_C|_w - F_C|_{w+\Delta w} - (-r_C) \Delta w = 0 \dots\dots\dots (10)$$

$$\frac{F_C|_w - F_C|_{z+\Delta w}}{\Delta w} = (-r_C) \dots\dots\dots (21)$$

limit  $\Delta w$  mendekati 0, maka persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dF_C}{dw} = (-r_C) \dots\dots\dots (22)$$

Dengan  $r_C = R_2 - R_1/2$

$$\frac{dF_C}{dw} = R_1/2 - R_2 \dots\dots\dots (23)$$

- Neraca massa D Propilen pada elemen volume :

$$R_{in} - R_{out} + R_{reaction} = R_{acc}$$

$$F_D|_w - F_D|_{w+\Delta w} - (-r_D) \Delta w = 0 \dots\dots\dots (24)$$

$$\frac{F_D|_w - F_D|_{z+\Delta w}}{\Delta w} = (-r_D) \dots\dots\dots (25)$$

limit  $\Delta w$  mendekati 0, maka persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dF_D}{dw} = (-r_D) \dots\dots\dots (26)$$

Dengan  $r_D = R_2$

$$\frac{dF_D}{dW} = -R_2 \quad \dots\dots\dots (27)$$

**Denagan :**

$F_A, F_B, F_C, F_D$  = Kecepatan alir massa masing-masing zat, kg mol/jam

$W$  = Berat Katalis, kg

$\Delta W$  = Penambahan berat katalis, per 100gr berat katalis

Seedangkan nilai konsentrasi dari masing-masing zat di hitunga dengan persamaan sebagai berikut :

$$V_t = \frac{F_A}{\rho_A} + \frac{F_B}{\rho_B} + \frac{F_C}{\rho_C} + \frac{F_D}{\rho_D} \quad \dots\dots\dots (28)$$

Sehingga nilai masing-masing konsentrasi zat yang bereaksi adalah sebagai berikut:

$$C_A = \frac{F_A}{V_t} ; C_B = \frac{F_B}{V_t} ; C_C = \frac{F_C}{V_t} ; C_D = \frac{F_D}{V_t} \quad \dots\dots\dots (29)$$

Dengan :

$\rho_A, \rho_B, \rho_C, \rho_D$  = Densitas masing-masing komponen, kg/m<sup>3</sup>

$V_t$  = Voleme total campuran, m<sup>3</sup>

$C_A, C_B, C_C, C_D$  = Konsentrasi masing-masing komponen, Kmol/m<sup>3</sup>

## C.2. Neraca Panas

Asumsi yang diambil dalam penyusunan neraca panas :

1. keadaan *steady state*
2. transfer panas arah radial diabaikan

3. aliran *plug flow*

4. transfer panas yang paling berpengaruh adalah perpindahan panas yang dibawa aliran dan panas reaksi yang timbul

Neraca panas total pada elemen volume :

$$R_{in} - R_{out} + \text{Heat of reaction} = R_{acc}$$

$$\sum(F_i.C_{pi}).T|_w - \sum(F_i.C_{pi}).T|_{w+\Delta W} + [(-r_1)(-\Delta H_{R1}) + (-r_2)(-\Delta H_{R2})]\Delta W = 0 \dots (30)$$

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{\sum(F_i.C_{pi}).T|_w - \sum(F_i.C_{pi}).T|_{w+\Delta W}}{\Delta W} + [(-r_1)(-\Delta H_{R1}) + (-r_2)(-\Delta H_{R2})] = 0 \dots$$

.....(31)

$$\sum(F_i.C_{pi}).\frac{dT}{dW} + [(-r_1)(-\Delta H_{R1}) + (-r_2)(-\Delta H_{R2})] = 0$$

$$\frac{dT}{dW} = - \frac{[(-r_1)(-\Delta H_{R1}) + (-r_2)(-\Delta H_{R2})]}{\sum(F_i.C_{pi})} \dots (32)$$

### C.3. Pressure Drop

*Pressure drop* pada reaktor *fixed bed* dapat dihitung menggunakan persamaan Ergun (Treybal, 1980) :

$$\frac{\Delta P}{z} \frac{g_c \varepsilon^3 d_p \rho_g}{(1-\varepsilon)G'^2} = \frac{150(1-\varepsilon)}{Re} + 1,75 \dots (33)$$

$$Re = \frac{d_p G'}{\mu} \dots (34)$$

dengan :

$P$  = tekanan, lbf/ft<sup>3</sup>

$z$  = tinggi bed katalisator, ft

$d_p$  = diameter partikel, ft

$\varepsilon$  = void fraction katalisator

$\rho$  = densitas gas, lbm/ft<sup>3</sup>

$G'$  = kecepatan massa gas, lbm/ft<sup>2</sup>.det

$g_c$  = faktor gravitasi = 32,17 lbm.ft/lbf.det<sup>2</sup>

Bila dinyatakan dalam persamaan differensial, diperoleh :

$$\frac{dP}{dz} = \left[ \frac{150(1-\varepsilon)}{Re} + 1,75 \right] \frac{(1-\varepsilon)G'^2}{g_c \cdot \varepsilon^3 d_p \rho_g} \dots\dots\dots (35)$$

#### C.4 Tinggi Reaktor

Untuk Reaksi pembentukan IPA, tinggi reaktor dapat didefinisikan sebagai berikut:

$$\frac{dF_A}{dw} = R_2 - R_1$$

$$dF_A = \rho_{kat}(R_2 - R_1).dv \dots\dots\dots (W = \rho \text{ katalis} \times \text{Vol})$$

$$dF_A = \rho_{kat} \cdot (R_2 - R_1) \cdot A \cdot dz \dots\dots\dots (\text{Vol} = \text{Luasan} (A) \times \text{Tinggi} (Z))$$

$$\frac{dF_A}{dz} = \rho_{kat} \cdot A \cdot (R_2 - R_1)$$

Sedangkan pada perancangan kali ini, tinggi reaktor (  $Z$  ) dapat didefinisikan sebagai berikut:

$$W = \rho_{kat}.Vol \quad \dots\dots\dots(36).$$

$$W = \rho_{kat}.A.Z \quad \dots\dots\dots(37)$$

$$W = Area.Z \quad \dots\dots\dots(38)$$

$$Z = \frac{W}{Area} \quad \dots\dots\dots(39)$$

Dengan :

W : Berat Katalis, kg

$\rho$  katalis : Densitas katalis, kg /m<sup>3</sup>

Vol : Volume katalis, m<sup>3</sup>

Area : Berat katalis tiap satuan panjang, kg / m

Z : Tinggi Reaktor, m

Dari beberapa pemodelan matematis diatas terhadap beberapa parameter yang mengalami perubahan selama proses reaksi, didapat enam persamaan sebagai berikut:

$$1. \frac{dF_A}{dw} = R_2 - R_1$$

$$2. \frac{dF_B}{dw} = -R_1/2$$

$$3. \frac{dF_C}{dw} = R_1/2 - R_2$$

$$4. \frac{dF_D}{dw} = -R_2$$

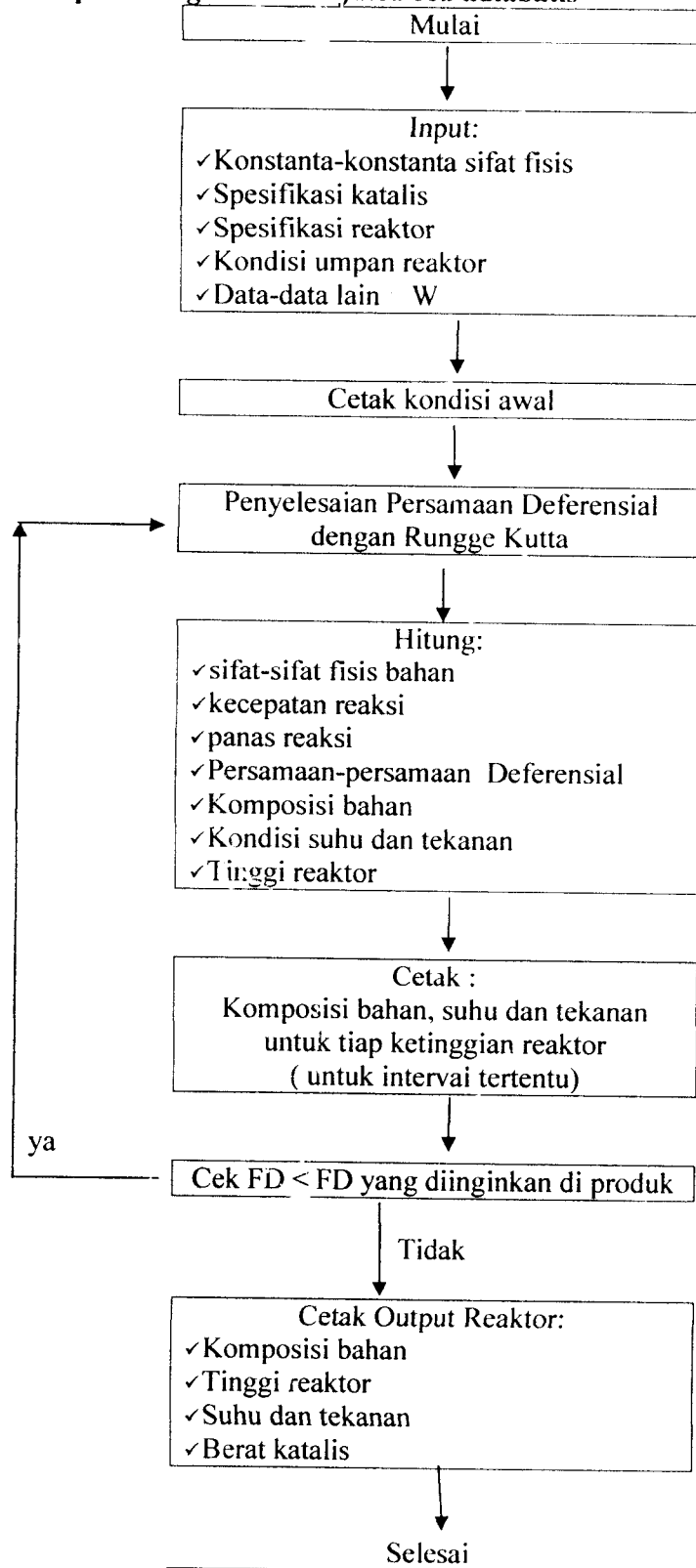
$$5. \frac{dT}{dW} = -\frac{[(-r_1)(-\Delta H_{R1}) + (-r_2)(-\Delta H_{R2})]}{\sum(F_i.C_{pi})}$$



$$6. \frac{dP}{dz} = \left[ \frac{150(1-\varepsilon)}{\text{Re}} + 1,75 \right] \frac{(1-\varepsilon)G^{1,75}}{g_c \cdot \varepsilon^3 d_p \rho_g}$$

Dimana persamaan Ordiner diatas harus dijalankan secara bersamaan dan secara simultan. Maka salah satu metode penyelesaiannya adalah dengan menggunakan metode runggc-kutta. Metode ini sering digunakan untuk menyelesaikan persamaa simultan baik ordiner ataupun non ordiner. Metode ini juga memiliki akurasi yang lebih tepat dibanding metode yang lain, karena memiliki kemampuan koreksi terhadap hasil defrensiasi hingga empat kali. Metode penyelesaiaanya dapat dijelaskan dengan algoritma dibawah ini :

**Algoritma perhitungan reaktor *fixed bed* adiabatik**



## D. Estimasi Sifat-Sifat Fisis

### D.1. Berat molekul

$$BM_L = \sum x_i BM_i$$

dengan :

$BM_L$  = Berat molekul campuran

$x_i$  = fraksi mol komponen i

$BM_i$  = Berat molekul komponen i

### D.2. Densitas cairan

Densitas cairan didekati dengan persamaan :

$$\rho = \rho^{\text{sat}} \left[ 1 + \frac{9Z_C N (P - P^{\text{sat}})}{P_C} \right]^{1/9}$$

dimana

$$\rho^{\text{sat}} = \frac{P_C}{RT_C Z_C \left[ 1 + (1 - T_r)^{2/7} \right]}$$

$N = AB$

dengan :

$$A = \left[ 1 - 0,89\omega^{1/2} \right]$$

$$B = \exp(6,9547 - 76,2853T_r + 191,3060T_r^2 - 203,5472T_r^3 + 82,7631T_r^4)$$

(Perry, 1984)

densitas campuran dihitung dengan persamaan :

$$\rho_l = \sum x_i \rho_i$$

### D.3. Viskositas cairan

Viskositas cairan didekati dengan persamaan :

$$\log \mu = \mu_B \left[ \frac{1}{T} - \frac{1}{\mu_{T0}} \right]$$

$$\mu = 10^{\mu_B \left[ \frac{1}{T} - \frac{1}{\mu_{T0}} \right]}$$

viskositas campuran dihitung dengan persamaan :

$$\mu_i = x_i \mu_i \quad (\text{Coulson, 1983})$$

### D.4. Kapasitas panas cairan

Kapasitas panas zat cair didekati dengan persamaan :

$$C_{p_i} = C_{p_A} + C_{p_B} T + C_{p_C} T^2$$

Kapasitas panas campuran dihitung dengan persamaan :

$$C_{p_i} = x_i C_{p_i} \quad (\text{Coulson, 1983})$$

### D.5. Panas Reaksi

$$\Delta H_R = \Delta H_{298}^{\circ} + \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_p dT$$

Data entalpi pembentukan ( $\Delta H_f^{\circ}$ ) untuk masing-masing komponen diperoleh dari Perry, 1997.

No.	Komponen	$\Delta H_f^{\circ}$ , kJ/mol
1.	$C_3H_6$	4,9032
2.	$C_3H_7OH$	-76,5972
3.	$C_3H_7OC_3H_7$	- 58,08
4.	$H_2O$	65,424





$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^{\circ} &= \frac{1}{2} \times (\Delta H_f^{\circ} C_3H_7OC_3H_7) + \frac{1}{2} \times (\Delta H_f^{\circ} H_2O) - (\Delta H_f^{\circ} C_3H_7OH) \\ &= \frac{1}{2} (-58,08) + \frac{1}{2} (-65,424) - (-76,5672) \end{aligned}$$

$$\Delta H_{298}^{\circ} = 14,8152 \text{ kcal/mol}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^{\circ} &= (\Delta H_f^{\circ} C_3H_7OH) - (\Delta H_f^{\circ} H_2O) - (\Delta H_f^{\circ} C_3H_6) \\ &= (-76,5672) - (-65,424) - (4,9032) \end{aligned}$$

$$\Delta H_{298}^{\circ} = -16,0464 \text{ kcal/mol}$$

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas gas adalah :

$$C_p = A + B.T + C.T^2 + D.T^3$$

dengan :  $C_p$  = kapasitas panas, J/mol.K

$T$  = suhu, K

A,B,C,D = konstanta

Data konstanta untuk persamaan di atas diperoleh dari Coulson, 1959.

No.	Komponen	A	B	C	D
1.	$C_3H_6$	3,71	0,2345	$-1,6 \cdot 10^{-4}$	$2,204 \cdot 10^{-8}$
2.	$C_3H_7OH$	32,427	0,1886	$6,405 \cdot 10^{-4}$	$-9,261 \cdot 10^{-8}$
3.	$C_3H_7OC_3H_7$	7,503	0,5849	$-3,206 \cdot 10^{-4}$	$5,844 \cdot 10^{-8}$
4.	$H_2O$	32,243	0,1923	$1,055 \cdot 10^{-5}$	$7,645 \cdot 10^{-9}$
5.	$C_3H_7$	-4,224	0,3062	$-1,586 \cdot 10^{-4}$	$3,214 \cdot 10^{-8}$



Kapasitas panas cairan distimasikan dengan persamaan Sterning & Brown  
 (Perry, 6<sup>ed</sup>)

$$\frac{Cp_l - Cp^o}{R} = (0,5 + 2,2\omega) [3,67 + 11,64(1 - Tr^4) + 0,34(1 - Tr^{-1})]$$

dengan :  $Cp_l$  = kapasitas panas cairan

$Cp^o$  = kapasitas panas gas

$R$  = konstanta gas

$\omega$  =acentrik faktor

$Tr$  = suhu tereduksi

## E. Pemrograman Computer

### E.1. Program Computer

```

OPEN "D:\NResult.TXT" FOR OUTPUT AS #6
CLS
PRINT "=====
PRINT "PERHITUNGAN REAKTOR FIX BED"
PRINT "  Abdullah & Bandar"
PRINT "  02521078 / 02521098"
PRINT "=====
DIM TC(5), TR(5), CPG(5), CPL(5), OM(5)
DIM ACP(5), BCP(5), CCP(5), DCP(5)
DIM FF(5), F0(5), FP(5), FK(5), FH(5), FM(5), R(5)
DIM RO(5), BM(5), I(5), X(5)

'DATA DATA TC DAN KONS. A,B,C,D untuk Cp.
'~~~~~
READ BM(1), BM(2), BM(3), BM(4), BM(5)
DATA 42.081,18.015,60.096,102.177,44.097
READ TC(1), TC(2), TC(3), TC(4), TC(5)
DATA 365,647.3,508,500,369.8
READ ACP(1), BCP(1), CCP(1), DCP(1)
DATA 3.71,.2345,-1.16E-4,2.204E-8
READ ACP(2), BCP(2), CCP(2), DCP(2)
DATA 3.243,.1923,1.055E-4,-3.596E-8
READ ACP(3), BCP(3), CCP(3), DCP(3)
DATA 32.427,0.1888,6.405E-4,-9.261E-8
READ ACP(4), BCP(4), CCP(4), DCP(4)
DATA 7.503,.5849,-3.206E-4,5.844E-8
READ ACP(5), BCP(5), CCP(5), DCP(5)
DATA -4.224,0.3062,-1.586E-4,3.214E-8
'kons. solders I
READ I(1), I(2), I(3), I(4), I(5)
DATA 151.3,35.1,209.6,322,0
'katalis
EPS = .32
DP = .005           'm
DIA = .5           'm
PHI = 3.14
RBUL = 1500       'kg/m3
AREA = PHI * DIA ^ 2 / 4   'm2
ARB = AREA * RBUL   'kg/m

'flow rate produk dan raw material
'~~~~~
FPD = 0           'kmol/jam

```

```

FKD = 61646.6          'mol/j
FAO = 0                'kmol/j
FBO = 7.410726        'kmol/j
FCO = 205.2833        'kmol/j
FDO = .06871030       'kmol/j
FEO = 0                'kmol/j
T0 = 423               'K
W0 = 0                 'kg
Z0 = 0                 'meter
FA0 = FAO * 1000      'mol/j
FB0 = FBO * 1000      'mol/j
FC0 = FCO * 1000      'mol/j
FD0 = FDO * 1000      'mol/j
FE0 = FEO * 1000      'mol/j
DELW = 100             'gram (interval berat katalis)
Pin = 1010000          'Pa
PRINT #6, "=====
PRINT #6, "PERHITUNGAN REAKTOR FIX BED"
PRINT #6, "  Abdullah & Bandar"
PRINT #6, "    02521078 / 02521098"
PRINT #6, "=====
PRINT
PRINT "Kondisi masuk reaktor :
PRINT "-----"
PRINT "Suhu cairan masuk reaktor   ="; T0; "der.K"
PRINT "Tekanan masuk reaktor       ="; Pin / 1000; "kPa"
PRINT "Berat katalis masuk          ="; W0 / 1000; "kg"
PRINT
PRINT "-----"
PRINT "  Komponen      Kecepatan, kmol/jam  "
PRINT "-----"
PRINT "Propylene      "; FAO
PRINT "Air            "; FBO
PRINT "Isopropyl alkohol "; FCO
PRINT "Diisopropyl ether "; FDO
PRINT "Propane         "; FEO
PRINT "-----"
PRINT
PRINT "-----"
PRINT " Hubungan antara berat katalis dan kec.mol tiap2 komponen"
PRINT " dengan kondisi suhu dan tekanannya"
PRINT "-----"
PRINT "  FA      tinggi  DIPE      FB      FC      tekanan  suhu  "
PRINT " kmol/j   meter   kmol/j   kmol/j   kmol/j   kPa    K    "
PRINT "-----"
PRINT #6,
PRINT #6, "Kondisi masuk reaktor :

```



```

PRINT #6, "-----"
PRINT #6, "Suhu cairan masuk reaktor      ="; T0; "der.K"
PRINT #6, "Tekanan masuk reaktor             ="; Pin / 1000; "kPa"
PRINT #6, "Berat katalis masuk                   ="; W0 / 1000; "kg"
PRINT #6,
PRINT #6, "-----"
PRINT #6, " Komponen           Kecepatan, kmol/jam  "
PRINT #6, "-----"
PRINT #6, "Propylene           "; FA0
PRINT #6, "Air                  "; FBO
PRINT #6, "Isopropyl alkohol  "; FCO
PRINT #6, "Diisopropyl ether  "; FDO
PRINT #6, "Propane              "; FEO
PRINT #6, "-----"
PRINT #6,
PRINT #6, "-----"
PRINT #6, " Hubungan antara berat katalis dan kec.mol tiap2 komponen"
PRINT #6, " dengan kondisi suhu dan tekanannya"
PRINT #6, "-----"
PRINT #6, " FA      tinggi  DIPE      FB      FC      tekanan  suhu  "
PRINT #6, " kmol/j  meter   kmol/j   kmol/j  kmol/j   kPa     K    "
PRINT #6, "-----"
IQ$ = "####.#####  ##.###  ###.####  ###.####  ###.####  #####.##
###.##  "
PRINT USING IQ$; FA0; Z0; FDO; FBO; FCO; Pin / 1000; T0
PRINT #6, USING IQ$; FA0; Z0; FDO; FBO; FCO; Pin / 1000; T0
NPR = 1000
DP0 = Pin

'program inti runge kutta
500
IF IPR < (NPR - .1) GOTO 550
PRINT USING IQ$; FA0 / 1000; Z0; FD0 / 1000; FB0 / 1000; FC0 / 1000; DP0 /
1000; T0
PRINT #6, USING IQ$; FA0 / 1000; Z0; FD0 / 1000; FB0 / 1000; FC0 / 1000;
DP0 / 1000; T0
IPR = 0
550
IF FD0 >= FKO THEN 600 'RAMPUNG
W = W0: FA = FA0: FB = FB0: FC = FC0: FD = FD0: FE = FE0: T = T0: DLP =
DP0: GOSUB 1000
IKH1 = F1 * DELW: WAN1 = F2 * DELW: Q1 = F6 * DELW
PRA1 = F3 * DELW: MU1 = F4 * DELW: AJ11 = F5 * DELW

W = W0 + DELW / 2: FA = FA0 + IKH1 / 2: FB = FB0 + WAN1 / 2: DLP = DP0
+ Q1 / 2
FC = FC0 + PRA1 / 2: FD = FD0 + MU1 / 2: T = T0 + AJ11 / 2: GOSUB 1000

```



IKH2 = F1 \* DELW: WAN2 = F2 \* DELW: Q2 = F6 \* DELW  
PRA2 = F3 \* DELW: MU2 = F4 \* DELW: AJI2 = F5 \* DELW

W = W0 + DELW / 2: FA = FA0 + IKH2 / 2: FB = FB0 + WAN2 / 2: DLP = DP0  
+ Q2 / 2

FC = FC0 + PRA2 / 2: FD = FD0 + MU2 / 2: T = T0 + AJI2 / 2: GOSUB 1000

IKH3 = F1 \* DELW: WAN3 = F2 \* DELW: Q3 = F6 \* DELW

PRA3 = F3 \* DELW: MU3 = F4 \* DELW: AJI3 = F5 \* DELW

W = W0 + DELW: FA = FA0 + IKH3: FB = FB0 + WAN3: DLP = DP0 + Q3

FC = FC0 + PRA3: FD = FD0 + MU3: T = T0 + AJI3: GOSUB 1000

IKH4 = F1 \* DELW: WAN4 = F2 \* DELW: Q4 = F6 \* DELW

PRA4 = F3 \* DELW: MU4 = F4 \* DELW: AJI4 = F5 \* DELW

W0 = W0 + DELW: Z0 = W0 / ARB / 1000

FA0 = FA0 + (IKH1 + 2 \* IKH2 + 2 \* IKH3 + IKH4) / 6

FB0 = FB0 + (WAN1 + 2 \* WAN2 + 2 \* WAN3 + WAN4) / 6

FC0 = FC0 + (PRA1 + 2 \* PRA2 + 2 \* PRA3 + PRA4) / 6

FD0 = FD0 + (MU1 + 2 \* MU2 + 2 \* MU3 + MU4) / 6

T0 = T0 + (AJI1 + 2 \* AJI2 + 2 \* AJI3 + AJI4) / 6

DP0 = DP0 + (Q1 + Q2 \* 2 + Q3 \* 2 + Q4) / 6

IPR = IPR + 1

GOTO 500

600

PRINT USING IQ\$, FA0 / 1000; Z0; FD0 / 1000; FB0 / 1000; FC0 / 1000; DP0 /  
1000; T0

PRINT #6, USING IQ\$, FA0 / 1000; Z0; FD0 / 1000; FB0 / 1000; FC0 / 1000;  
DP0 / 1000; T0

PRINT

PRINT "Kondisi keluar reaktor :"

PRINT "-----"

PRINT "Suhu cairan keluar reaktor ="; T0; " K"

PRINT "Tekanan keluar reaktor ="; DP0 / 1000; " kPa"

PRINT "Pressure drop ="; (Pin - DP0) / 101325 \* 14.7; " psi"

PRINT "Berat katalis ="; W0 / 1000; " kg"

PRINT

PRINT "-----"

PRINT " Komponen                      Kecepatan, kmol/jam "

PRINT "-----"

PRINT USING "Propylene                      ###.#####"; FA0 / 1000

PRINT USING "Air                                      ###.#####"; FB0 / 1000

PRINT USING "Isopropyl alkohol                      ###.#####"; FC0 / 1000

PRINT USING "Diisopropyl ether                      ###.#####"; FD0 / 1000

PRINT USING "Propane                                      ##.#####"; FE0 / 1000

PRINT "-----"

PRINT

```

PRINT "DIAMETERNYA ="; DIA; " meter"
PRINT "RHO BULK ="; RBUL; "kg/m3"
PRINT "MAKA TINGGINYA ="; W0 / AREA / RBUL / 1000; "meter"
PRINT
PRINT " Alhamdulillah robbil'alamiiin"
PRINT "~~~~~"
PRINT #6,
PRINT #6, "Kondisi keluar reaktor :"
PRINT #6, "-----"
PRINT #6, "Suhu cairan keluar reaktor    ="; T0; " K"
PRINT #6, "Tekanan keluar reaktor        ="; DP0 / 1000; " kPa"
PRINT #6, "Preasure drop                  ="; (Pin - DP0) / 101325 * 14.7; " psi"
PRINT #6, "Berat katalis                  ="; W0 / 1000; " kg"
PRINT #6,
PRINT #6, "-----"
PRINT #6, " Komponen           Kecepatan, kmol/jam  "
PRINT #6, "-----"
PRINT #6, USING "Propylene      ###.#####"; FA0 / 1000
PRINT #6, USING "Air           ###.#####"; FB0 / 1000
PRINT #6, USING "Isopropyl alkohol  ###.#####"; FC0 / 1000
PRINT #6, USING "Diisopropyl ether  ###.#####"; FD0 / 1000
PRINT #6, USING "Propane         ##.#####"; FE0 / 1000
PRINT #6, "-----"
PRINT #6,
PRINT #6, "DIAMETERNYA ="; DIA; " meter"
PRINT #6, "RHO BULK ="; RBUL; "kg/m3"
PRINT #6, "MAKA TINGGINYA ="; W0 / AREA / RBUL / 1000; "meter"
PRINT #6,
PRINT #6, " Alhamdulillah robbil'alamiiin"
PRINT #6, "~~~~~"

```

END

1000

'=====densitas=====

RO(1) = 5.5021: RO(2) = 54.7028                   'kmol/m3 ato mol/L  
RO(3) = 1.674334: RO(4) = 1.674634: RO(5) = 5.02343

'=====konsentrasi=====

VT = FA / RO(1) + FB / RO(2) + FC / RO(3) + FD / RO(4) + FE / RO(5)  
CA = FA / VT: CB = FB / VT: CC = FC / VT  
CD = FD / VT: CE = FE / VT

'=====konstanta kecepatan reksi=====

K1 = 6.2078E+11 \* EXP(-13295.8799# / T)                   'L2/j.gr.kat.mol  
K2 = 4.4608E+11 \* EXP(-13295.8799# / T)                   'L/j.gr.kat  
k3 = 5.0976E+11 \* EXP(-13295.8799# / T)                   'L2/j.gr.kat.mol

```

K4 = 1.17131E+11 * EXP(-13295.8799# / T)          'L2/j.gr.kat.mol

'=====capasitas panas=====
FOR I = 1 TO 5
  TR(I) = T / TC(I)
  CPG(I) = (ACP(I) + BCP(I) * T + CCP(I) * T ^ 2 + DCP(I) * T ^ 3) * .24 /
1000      'kcal/mol.K
  CPL(I) = ((.5 + 2.2 * OM(I)) * (3.67 + 11.64 * (1 - TR(I)) ^ 4 + .34 * (1 -
TR(I)) ^ -1) * 1.9872) + CPG(I)
NEXT I

'=====panas reaksi=====
TR = 298
DELHR10 = 195.68558          'kcal/mol
DELHR20 = -645.69285        'kcal/mol
ICPDT1 = (CPL(3) - CPL(1) - CPL(2)) * (T - TR)
ICPDT2 = (CPL(4) + CPL(2) - 2 * CPL(3)) * (T - TR)
DELHR1 = DELHR10 + ICPDT1
DELHR2 = DELHR20 + ICPDT2

'=====kecepatan reaksi=====
r1 = k1 * CA * CB - K2 * CC
r2 = k3 * CC ^ 2 - K4 * CD * CB
SIGFCP = FA * CPL(1) + FB * CAL(2) + FC * CPL(3) + FD * CPL(4) + FE *
CPL(5)
F1 = -r1          'dFA/dW
F2 = r2 / 2 - r1  'dFB/dW
F3 = r1 - r2      'dFC/dW
F4 = r2 / 2        'dFD/dW
F5 = (r1 * DELHR1 + r2 * DELHR2) / SIGFCP * -1  'dT/dW

'mencari delta pe
'~~~~~
'merubah menjadi F(i)
F(1) = FA: F(2) = FB: F(3) = FC: F(4) = FD: F(5) = FE

'rho mix
BT = 0
FOR I = 1 TO 5
  BT = BT + F(I) * BM(I)      'berat total gram
NEXT I
FOR I = 1 TO 5
  X(I) = F(I) * BM(I) / BT    'fraksi
NEXT I
ROM = 0
FOR I = 1 TO 5
  ROM = ROM + RO(I) * BM(I) * X(I)  'kg/m3 rho mix
NEXT I

```



```
'mencari miu mix
XI = 0
XBM = 0
FOR I = 1 TO 5
  XI = XI + X(I) * I(I)
  XBM = XBM + X(I) * BM(I)
NEXT I
MI = ROM * XI / XBM / 1000 - 2.9
MIU = 10 ^ MI
MIUM = 10 ^ MIU / 10 / 1000
GE = BT / AREA / 1000 / 3600
Gc = 1

CF = GE ^ 2 * (EPS - 1) / (ROM * Gc * DP * EPS ^ 3)
F6 = CF * (150 * (1 - EPS) * MIUM / DP / GE + 1.75) / AREA / RBUL / 1000
RE = DIA * GE / MIUM / (1 - EPS)

RETURN
```

## E.2. Hasil Perhitungan

Kondisi masuk reaktor :

-----  
 Suhu cairan masuk reaktor = 423 der.K  
 Tekanan masuk reaktor = 1010 kPa  
 Berat katalis masuk = 0 kg

-----  

Komponen	Kecepatan, kmol/jam
Propylene	0
Air	7.410726
Isopropyl alkohol	205.2833
Diisopropyl ether	.0687103
Propane	0

 -----

-----  
 Hubungan antara berat katalis dan kec.mol tiap2 komponen  
 dengan kondisi suhu dan tekanannya

FA	tinggi	DIPE	FB	FC	tekanan	suhu
kmol/j	meter	kmol/j	kmol/j	kmol/j	kPa	K
0.00000	0.000	0.0687	7.4107	205.2833	1010.00	423.00
1.80381	0.340	1.7826	10.9284	200.0517	1002.75	425.34
3.94868	0.679	3.7971	15.0878	193.8779	995.91	428.13
6.57996	1.019	6.2358	20.1578	186.3692	989.50	431.56
9.95625	1.359	9.3173	26.6155	176.8300	983.57	435.98
14.60286	1.699	13.4851	35.4300	163.8478	978.15	442.15
21.84294	2.038	19.8791	49.0642	143.8196	973.35	452.12
36.33799	2.378	33.4129	77.0929	102.2570	969.34	475.81
35.84595	2.718	57.5118	100.6997	54.5515	966.24	491.57
31.63967	2.846	61.6509	100.6325	50.4795	965.13	491.17

Kondisi keluar reaktor :

-----  
 Suhu cairan keluar reaktor = 491.1675 K  
 Tekanan keluar reaktor = 965.1342 kPa  
 Pressure drop = 6.509038775647801 psi  
 Berat katalis = 837.8 kg

-----  

Komponen	Kecepatan, kmol/jam
Propylene	31.639673

 -----

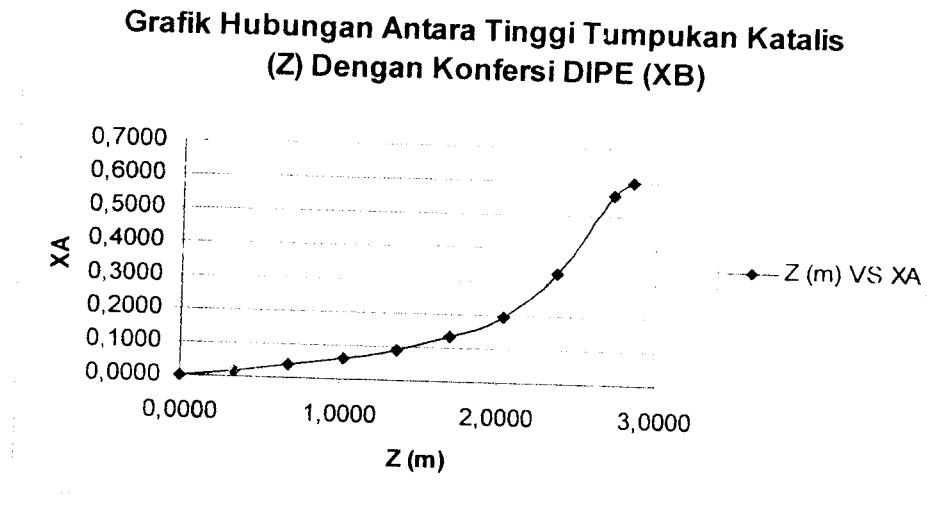
Air	100.632484
Isopropyl alkohol	50.479477
Diisopropyl ether	61.650890
Propane	0.00000

---

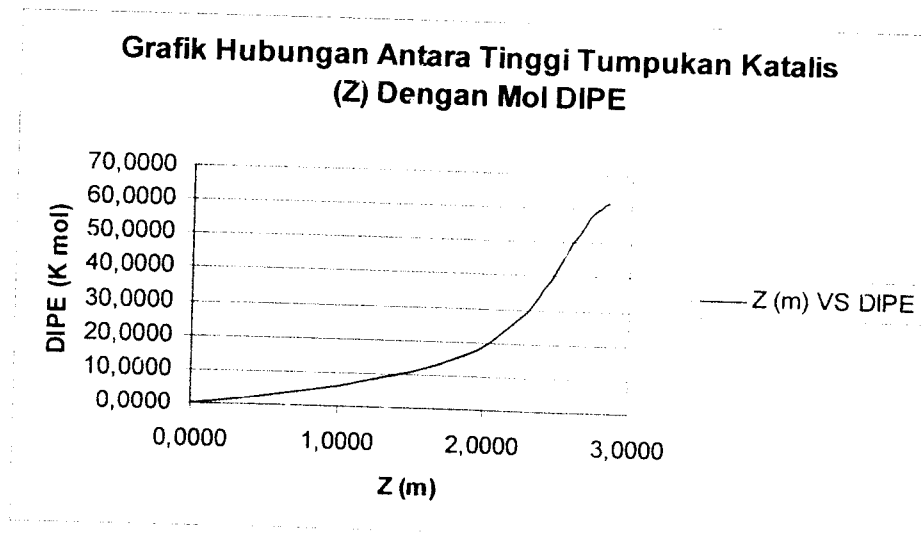
DIAMETERNYA = .5 meter  
RHO BULK = 1500 kg/m<sup>3</sup>  
MAKA TINGGINYA = 2.84603 meter

Alhamdulillah robbil'alamiin

F. Grafik



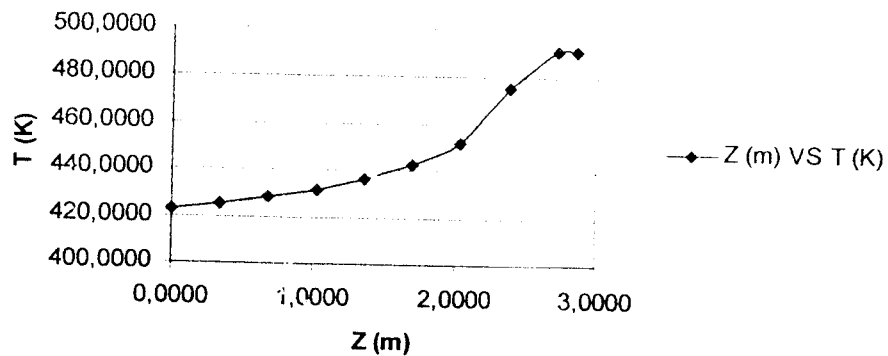
Gambar 2. Grafik Hubungan antara Tinggi Tumpukan Katalis dengan konfersi DIPE



Gambar 3. Grafik Hubungan antara Tinggi Tumpukan Katalis dengan mol DIPE terbentuk

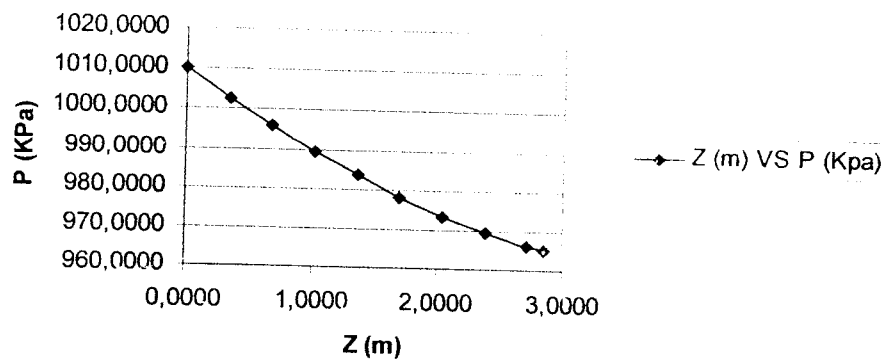


**Grafik Hubungan Antara Tinggi Tumpukan Katalis (Z) Dengan Suhu (T)**

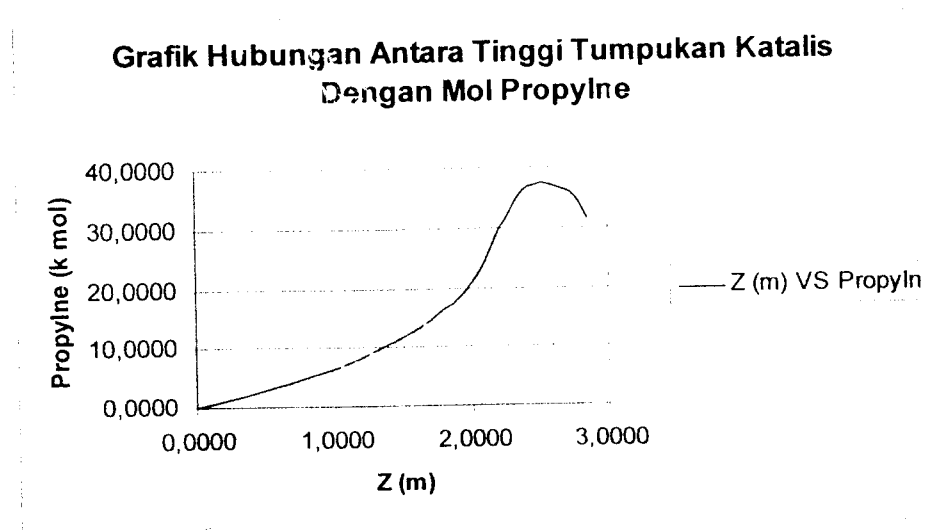


Gambar 4. Grafik Hubungan antara Tinggi Tumpukan Katalis dengan perubahan suhu

**Grafik Hubungan Antara (Z)Tinggi Tumpukan Katalis Dengan Tekanan (P)**



Gambar 5. Grafik Hubungan antara Tinggi Tumpukan Katalis dengan perubahan tekanan



Gambar 6. Grafik Hubungan antara Tinggi Tumpukan Katalis dengan mol Propilen terbentuk

## MECHANICAL DESIGN

### REAKTOR

#### 1. Tebal Shell

Tebal plate minimum untuk membuat dinding (shell) reaktor, dihitung dengan persamaan (Brownell, 1959) :

$$t_s = \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c$$

dengan :

$t_s$  = tebal shell, in

P = tekanan design, psi

E = welded - joint *efficiency*

f = *maximum allowable stress*, psi

$r_i$  = jari-jari dalam shell, in

c = *corrosion allowance* = 1/8 in

Bahan : Carbon Steel SA - 283 Grade C

$$f = 12650 \text{ psi, pada suhu } 400^\circ\text{F}$$

Sambungan : double - welded butt joint

$$E = 0,85$$

Poperasi = 10 atm = 146,96 psi

Pdesign = 1,1.(Poperasi - 14,7) = 176.,3523 psig

ID = 0,5 m

$r_i$  = 0,25 m = 9.84 in

$$t_s = \frac{176,3523 \times 9.84}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 176.3523} + 0,125$$

$$= 0,288 \text{ in}$$

Tebal plate standar = 5/16 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\ &= 19,685 \text{ in} + 2 \times 0.3125 \text{ in} \\ &= 20.3100 \text{ in} \end{aligned}$$

OD Standar = 22 in

## 2. Tebal Head

Tebal plate minimum untuk jenis head ini dicari dengan persamaan (Brownell, 1959) :

$$t_h = \frac{Pr_c}{2(fE - 0,1P)} + c$$

dengan :  $t_h$  = tebal head, in  
 $r_c$  = jari-jari corner head, in

Bahan : Carbon Steel SA - 283 Grade C

Jenis : Torispherical Dished Heads

$r_c = \text{ID}_s = 21 \text{ in}$

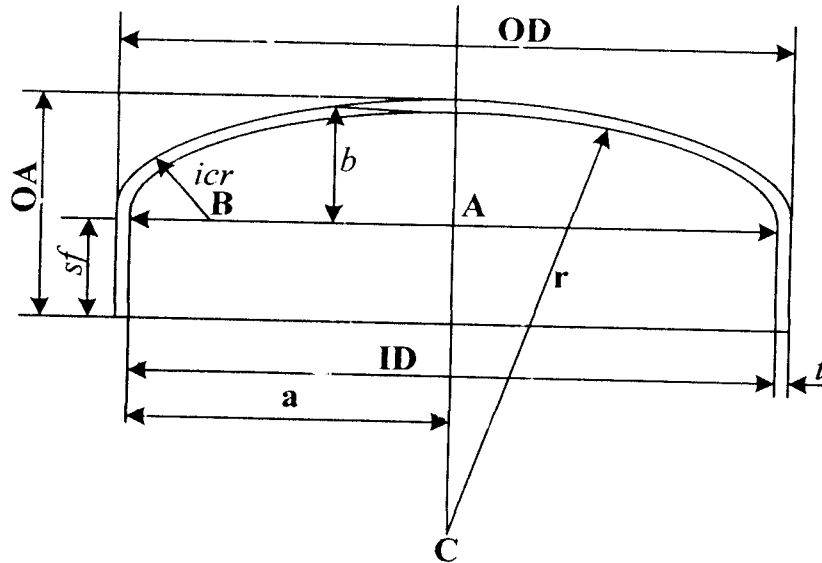
$$t_h = \frac{176,3523 \times 21}{2(12650.0,85 - 0,1.176,3523)} + 0,125$$

$$= 0,4303 \text{ in}$$

Tebal plate standar = 3/8 in

### 3. Tinggi Head

Bentuk : Torispherical Dished Heads



Gambar 7. Torispherical Dished Heads

Keterangan gambar :

- t = tebal head, in
- sf = straight flange, in
- ID<sub>s</sub> = diameter dalam shell, in
- b = inside depth of dish, in
- a = jari-jari head, in
- H = tinggi head, in

Dari Table 5 - 11 (Brownell, 1959), untuk  $th = 2 \frac{1}{4}$  in maka  $sf = ( \frac{3}{2} - 3 \text{ in} )$   
in dan diambil  $sf = 2$  in.

Dari gambar 5 - 7 (Brownell, 1959), untuk  $ID_s = 21$  in ;  $icr = 1.375$  in

$$\text{maka : } a = ID_s/2$$

$$= 21 / 2 \text{ in}$$

$$= 10,5 \text{ in}$$

$$AB = (ID_s / 2) - icr$$

$$= 10,5 - 1.375 \text{ in}$$

$$= 9.125 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 21 - 1.375 \text{ in}$$

$$= 19.625 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{19.625^2 - 9.125^2}$$

$$= 17.3745 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 21 - 17.3745 \text{ in}$$

$$= 3.6254 \text{ in}$$

$$H = sf + b + t$$

$$= 2 + 3.6254 + 0.375$$

$$= 6.000 \text{ in}$$

$$\text{Ranga Kosong Head} = H / 2$$

$$= 6 / 3 \text{ in}$$

$$= 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi Bad katalis} + 2x \text{ tinggi head} + 2x \text{ tinggi ruang kosong} \\
 &= 134.645 \text{ in} + 2 \times 6 \text{ in} + 2 \times 2 \text{ in} \\
 &= 152,647 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### 4. Berat Reaktor

##### 1. Berat Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.shell} &= 0,25 \cdot \pi \cdot (ODS^2 - IDS^2) \cdot (L + 2 \cdot \text{ruangkoson}) \cdot \rho_s \\
 &= 0,25 \cdot 3.14 \cdot (22 \text{ in}^2 - 19.685 \text{ in}^2) \cdot (134,645 \text{ in} + 2.2 \text{ in}) \cdot 0.282 \text{ lb} / \text{in}^3 \\
 &= 845,2628 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

##### 2. Berat Head

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.head} &= 2 \cdot \frac{\pi}{24} \cdot (ODS^3 - IDS^3) \cdot \rho_s \\
 &= 2 \cdot \frac{3.14}{24} \cdot (22 \text{ in}^3 - 19.685 \text{ in}^3) \cdot 0.282 \text{ lb} / \text{in}^3 \\
 &= 77.7609 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

##### 3. Berat Gas

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.gas} &= 0,25 \cdot \pi \cdot \left( \frac{IDS}{12} \right)^2 \cdot (L + 2 \cdot \text{Ruangkosong}) \cdot \rho_g \\
 &= 0,25 \cdot 3.14 \cdot \left( \frac{19.685 \text{ in}}{12} \right)^2 \cdot (1.78125 \text{ ft} + 2.0.25 \text{ ft}) \cdot 1.0533 \text{ lb} / \text{ft}^3 \\
 &= 30.755 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

##### 4. Berat Isolator

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.Isolator} &= 0,25 \cdot \pi \cdot (Dis^2 - ODS^2) \cdot (L + 2 \cdot \text{ruangkosong}) \cdot \rho_s \\
 &= 0,25 \cdot 3.14 \cdot (2.099 \text{ ft}^2 - 1.833 \text{ ft}^2) \cdot (1.781 \text{ ft} + 2.0.25 \text{ ft}) \cdot 36 \text{ lb} / \text{ft}^3 \\
 &= 346.697 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

### 5. Berat Katalisator

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.katalis} &= 0,25 \cdot \pi \left( \frac{IDS}{12} \right)^2 \cdot L \cdot \rho_k \cdot (1 - \epsilon) \\
 &= 0,25 \cdot 3,14 \cdot \left( \frac{19,685 \text{ in}}{12} \right)^2 \cdot 1,781 \text{ ft} \cdot 93,638 \text{ lb / ft}^3 \cdot (1 - 0,32) \\
 &= 1845,3744 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

### 5. Tebal Grid Support

*Grid support* dirancang untuk menyangga tumpukan katalisator dan mencegah kelebihan *pressure drop*. Bahan yang biasa digunakan adalah piringan berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan bergelombang (*slotted plate*). Di atas *grid support*, ditempatkan bola-bola keramik atau alumina dengan tebal 4 - 6 in. *Grid support* dibuat dari bahan yang anti korosi, seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, atau *cast ceramic*. (Rase, 1977)

Karena reaktor harus beroperasi pada suhu 150 - 210°C maka *grid support* dipilih terbuat dari Carbon Steel SA - 283 Grade C yang dapat melayani operasi pada suhu  $\leq 500^\circ\text{F}$  dengan tekanan maksimum yang diijinkan (f) 12650 psi. *Grid support* dipilih berbentuk piringan berlubang-lubang (*perforated plate*).

Bola-bola inert (*inert ballast*) diletakkan di atas dan di bawah tumpukan katalisator. Bola-bola inert berfungsi untuk membantu distribusi aliran fluida dan mencegah kontaminasi bed dari bahan yang tidak diinginkan. Tinggi lapisan bola-bola inert atas dan bawah masing-masing adalah 12 in. (Rase, 1977) Dipilih bola-



bola inert yang terbuat dari keramik. Bola-bola inert disusun dengan sistem cubic. Porositas susunan sistem cubic adalah 0,476 (Brown, 1951) Densitas keramik 2000 - 3000 kg/m<sup>3</sup>. Dipilih densitas keramik 2500 kg/m<sup>3</sup>.

$$\begin{aligned}\text{Berat bola-bola inert} &= \rho_s \cdot (1 - \epsilon) \cdot A \cdot L_{\text{inert}} \\ &= 2500 \cdot (1 - 0,476) \cdot \pi/4 \cdot (0,5429\text{m})^2 \cdot (12,0,0254) \\ &= 92.4393 \text{ kg} = 203.7908 \text{ lbm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total beban} &= \text{berat katalisator} + \text{berat bola-bola inert} \\ &= 1845.3744 + 203.7908 \text{ lbm} \\ &= 20.491,625 \text{ lbm}\end{aligned}$$

$$F = m \cdot \frac{g}{g_c} = 20.491,625 \cdot \frac{32,17}{32,17} = 20.491,625 \text{ lbf}$$

$$\begin{aligned}\text{Asumsi : } A_p &= 0,5 \cdot A_{\text{total}} = 0,5 \cdot \pi/4 \cdot ID^2 \\ &= 0,5 \cdot \pi/4 \cdot (21\text{in})^2 = 179.420 \text{ in}^2\end{aligned}$$

$$P = \frac{F}{A_p} = \frac{43351,21}{179,420} = 10,49960 \text{ psi}$$

Tebal *perforated plate* (grid support) dicari dengan persamaan (Brownell, 1959) :

$$\begin{aligned}t_p &= d \sqrt{\frac{3 P}{16 f}} \\ &= 21 \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot 10,49960}{16 \cdot 126506}} \\ &= 0,2279 \text{ in}\end{aligned}$$

Tebal plate standar = 3/8 in

## 6. Tinggi Shell

• Lapisan bola-bola inert atas (d = 1 in )	=	4	in
• Lapisan bola-bola inert atas (d = 1/2 in )	=	2	in
• Tumpukan katalisator	=	134,645	in
• Lapisan bola-bola inert bawah (d = 1/4 in )	=	2	in
• Lapisan bola-bola inert bawah (d = 1/2 in )	=	4	in
• Grid support	=	0,375	in
• Ruang kosong ( 2 x 2 in )	=	4	in
		————— +	
		<b>151,02</b>	<b>in</b>

Tinggi shell = 151,02 in = 3.835 m

## 7. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + 2 \cdot \text{tinggi head} \\
 &= 151,02 \text{ in} + 2 (6 \text{ in}) \\
 &= 163,02 \text{ in} = 4,140 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 8. Volume Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \text{tinggi shell} \\
 &= \frac{3,14}{4} \left( \frac{21}{12} \right)^2 \cdot \frac{151,020}{12} \\
 &= 24,771 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 0,000049 \cdot ID^3 + \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot 2sf \\
 &= 0,000049 \cdot \left(\frac{21}{12}\right)^3 + \frac{\pi}{4} \left(\frac{21}{12}\right)^2 \cdot 2 \cdot \frac{4}{12} \\
 &= 0,8215 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume shell} + \text{Volume head} \\
 &= 24,771 + 0,8215 \\
 &= 25,5927 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

### 9. Tebal Isolasi

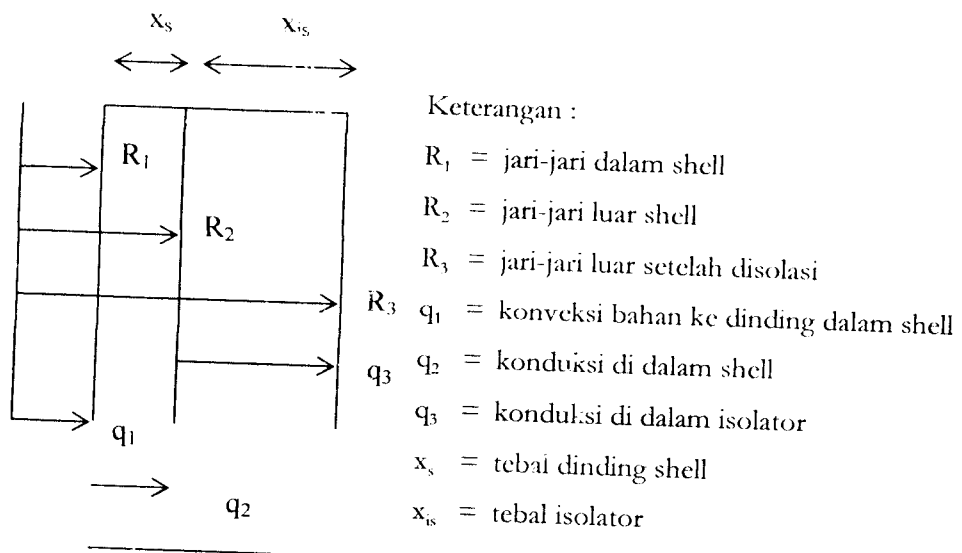
Tebal isolasi dihitung dengan menggunakan asumsi :

1. Perpindahan panas pada keadaan steady state sehingga  $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
2. Suhu pada permukaan shell sebelah dalam ( $T_1$ ) adalah sama dengan rata-rata suhu katalisator dalam shell, yaitu :

$$T_1 = \frac{T_{S,in} + T_{S,out}}{2}$$

dengan :  $T_{S,in}$  = suhu katalisator pada saat  $z = 0$

$T_{S,out}$  = suhu katalisator pada saat  $z = L$



Gambar 8. Isolasi Dinding Luar Reaktor

Bahan isolasi yang dipakai ada'ah Asbestos dengan sifat - sifat : (Kern, 1965)

Suhu operasi maksimum = 752°F

Densitas ( $\rho_{is}$ ) = 36 lb/ft<sup>3</sup>

Konduktivitas panas ( $k_{is}$ ) = 0,129 Btu/hr.ft.°F (0,26 W/m.°C)

Emisivitas ( $\epsilon_{is}$ ) = 0,93

Bahan dinding reaktor adalah Stainless Steel SA - 167 Grade 10 Type 316 dengan sifat - sifat : (Holman, 1981)

Densitas ( $\rho_s$ ) = 7,82 kg/m<sup>3</sup>

Kapasitas panas = 0,46 kJ/kg.°C

Konduktivitas panas ( $k_c$ ) = 19 W/m.°C

a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_c$ ) udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2}$$

Sifat - sifat fisis udara dibaca pada suhu  $T_f$  (313 K) : (Holman, 1980)

$$\rho = 1,1308 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1,0066 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\mu = 2,01 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$\nu = 17,86 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,0272 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Gr = \frac{g\beta(T_3 - T_u)L^3}{\nu^2} \quad ; \quad \beta = \frac{1}{T_f}$$

$$= \frac{9,8 \cdot \frac{1}{1,46E-03} \cdot (138,915)(10,95)^3}{(0,0486)^2}$$

$$= 2,511 \cdot 10^{13}$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$= \frac{0,240 \cdot 0,0486}{0,01571}$$

$$= 18,405$$

Silinder vertikal dapat dianggap sebagai plat rata vertikal apabila :

$$\frac{D}{L} \geq \frac{35}{Gr^{1/4}}$$

Selanjutnya  $h_c$  dapat dihitung dengan menggunakan persamaan untuk plat vertikal

:

$$hc = \frac{k}{L} \cdot 0,1(\text{Gr.Pr})^{1/3} \quad \text{untuk } 10^9 < \text{Gr.Pr} < 10^{13}$$

(Holman, 1980)

$$\begin{aligned} hc &= \frac{0.0157}{12.72} \cdot 0,1 \cdot (2,511 \cdot 10^{13} \cdot 18,405)^{1/3} \\ &= 9.555 \text{ BTU} / \text{jamft.}^\circ \text{R} \end{aligned}$$

b. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi (hr)

$$hr(T_3 - T_u) = \sigma \varepsilon (T_3^4 - T_u^4) \quad \text{(Holman, 1980)}$$

1980)

dengan :  $\sigma$  = konstanta Stefan - Boltzmann =  $1,7130 \cdot 10^{-9}$  BTU/jam/ft<sup>2</sup>.R<sup>4</sup>

$\varepsilon$  = emisivitas bahan isolasi

$$\begin{aligned} hr &= \frac{\sigma \varepsilon (T_3^4 - T_u^4)}{T_3 - T_u} \\ &= \frac{1.7130 \cdot 10^{-9} \cdot 0,93 \cdot (823,83^4 - 546^4)}{823,23 - 546} \\ &= 2,131 \text{ BTU} / \text{jamft.}^\circ \text{R} \end{aligned}$$

c. Menghitung q tiap lapisan

Perpindahan panas dianggap dalam keadaan steady state, sehingga  $q_1 = q_2 = q_3 =$

$q_4$ .

$q_4$  dihitung dengan persamaan :

$$q_4 = (hc + hr)A(T_3 - T_u)$$

$$q_4 = (hc + hr) \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

$q_3$  dihitung dengan persamaan :

$$q_3 = \frac{2\pi L(T_2 - T_3)}{\ln(R_3/R_2)} \cdot k_s$$

$q_2$  dihitung dengan persamaan :

$$q_2 = \frac{2\pi L(T_1 - T_2)}{\ln(R_2/R_1)} \cdot k_s$$

d. Menghitung  $T_2$

Trial nilai  $R_3$ , sehingga  $q_4$  bisa dihitung :

$$q_4 = q_2$$

$$q_4 = \frac{2\pi L(T_1 - T_2)}{\ln(R_2/R_1)} \cdot k_s$$

$$T_2 = T_1 - \frac{q_4 \ln(R_2/R_1)}{2\pi L \cdot k_s}$$

e. Menghitung  $R_3$

Selanjutnya  $R_3$  bisa dihitung kembali dengan persamaan :

$$q_3 = q_4$$

$$q_4 = \frac{2\pi L(T_2 - T_3)}{\ln(R_3/R_2)} \cdot k_s$$

$$R_3 = R_2 \exp \left[ \frac{2\pi k_s L(T_2 - T_3)}{q_4} \right]$$

Dengan cara trial & error, diperoleh :

$$T_2 = 303 \text{ }^\circ\text{K} \quad \text{dan} \quad R_3 = 0,3599 \text{ m}$$

sehingga tebal isolasi =  $R_3 - R_2 = 0,3524 - 0,279 = 0,0735 \text{ m}$

f. Menghitung panas hilang ke lingkungan

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss1}} &= (hc + hr)2\pi R_3 L (T_3 - T_u) \\ &= (9.55 + 21.31)2.3,14.0,3599.12.72.(457.35 - 303) \\ &= 136.940,26 \text{ BTU / jam} = 3.44.10^7 \text{ cal / jam} \end{aligned}$$

### 10. Persentase Panas Hilang ke Lingkungan

Menghitung persentase panas hilang setelah diisolasi

$$\begin{aligned} \% \text{ panas hilang} &= \frac{Q_{\text{isolasi}}}{Q_{\text{Sebelum Isolasi}}} \cdot 100\% \\ &= \frac{5.785,3682 \text{ BTU / jam}}{115.707,3912 \text{ BTU / jam}} \cdot 100\% \\ &= 4,99\% \end{aligned}$$

### 11. Diameter Pipa Pemasukan Umpan dan Pengeluaran Hasil

a. Diameter Pipa Pemasukan Umpan

$$T_{in} = 423,27 \text{ K}$$

$$P_{in} = 10 \text{ atm}$$

$$\text{Jumlah bahan masuk (G)} = 12456,6798 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Masuk (kg/jam)		Total Umpan Reaktor	BM	kmol/jam	fraksi mol (yi)	BM.Yi
	Fresh Feed	Recycle					
Propylne	0,0000	0,0000	0,0000	42	0,0000	0,0000	0,0000
IPA	9318,9992	2997,9988	12316,9980	60	205,2833	0,9649	57,8927
DIPE	0,0000	6,2887	6,2887	102	0,0617	0,0003	0,0296
H2O	124,4141	8,9790	133,3931	18	7,4107	0,0348	0,6270
Sub Total	9443,4134	3013,2664	12456,6798		212,7557	1,0000	58,5492
Total	12456,6798		12456,6798		212,7557		



Untuk stainless Steel

$$diameter, optimum = 226.G^{0.5} \rho^{-0.35}$$

dengan : G = flow rate, kg/s

$\rho$  = densitas, kg/m<sup>3</sup>

$$G = 3.460 \text{ kg/s}$$

$$= 16.868 \text{ kg/m}^3$$

$$d, optimum = 195,131 \text{ mm} = 7,682 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 8 in

ID = 7.813 in

Schedule number = 60

b. Diameter Pipa Pengeluaran Produk

$$T_{out} = 491.91 \text{ K}$$

$$P_{out} = 9.5 \text{ atm}$$

$$\text{Jumlah bahan keluar (G)} = 12456,6757 \text{ kg/jam} = 6,24 \text{ lb/s}$$

Komponen	BM	(kg/jm)	(Kmol/jam)	Fraksi mol (yi)	BM,yi
propylen	42	1328,4065	31,6287	0,1294	5,4357
IPA	60	3028,2051	50,4701	0,2065	12,3912
DIPE	102	6288,6963	61,6539	0,2523	25,7328
Air	18	1811,3678	100,6315	0,4118	7,4120
Total		12456,6757	244,3842	1,0000	50,9717





## 12. Spesifikasi Reaktor

Fungsi	: "Mereaksikan gas Isopropil Alcohol (IPA) menjadi Diisopropil Ether (DIPE) dan Propilen dan Air sebagai hasil sampingnya.
Jenis	: Fixed Bed Adiabatic catalytic Reaktor
Fasa	: Gas
Bentuk	: Silinder tegak
Suhu Operasi	= 150 C - 220 C
Suhu masuk	= 154,27 C
Suhu keluar	= 218,01 C
Teakanan Operasi	= 9 atm – 10 atm
Tekanan Masuk	= 10 atm
Tekanan Keluar	= 9,5 atm
Tebal Bed Katalis	= 3,42 m
Jenis Katalis	= Zeolite Beta
Diameter katalis	= 0,005 m
Tinggi Reaktor	= 4.140 m
Diameter shell	= 0,5 m
Tebal dinding	= 5/16 in
Bahan Konstruksi	= Carbon steel SA-285 grade-C
Tebal isolasi	= 7,35 cm
Berat Reaktor	= 1384, 458 kg
Volume Reaktor	= 724, 687 liter

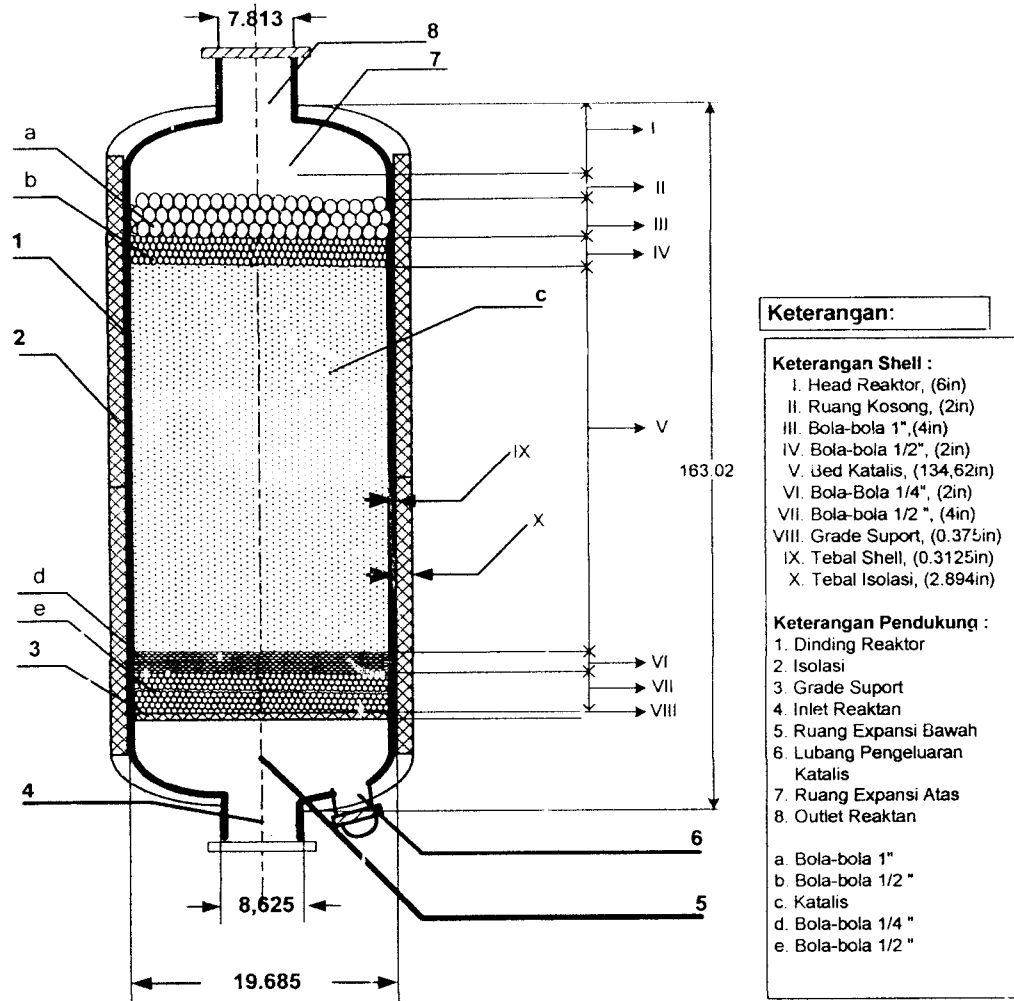
Diameter Pipa Masuk = 19.84 cm

Diameter Pipa Keluar = 19.84 cm

Tebal grid soprot = 0,925 cm

Jumlah Reaktor = 1 buah

### 13. Gambar Reaktor

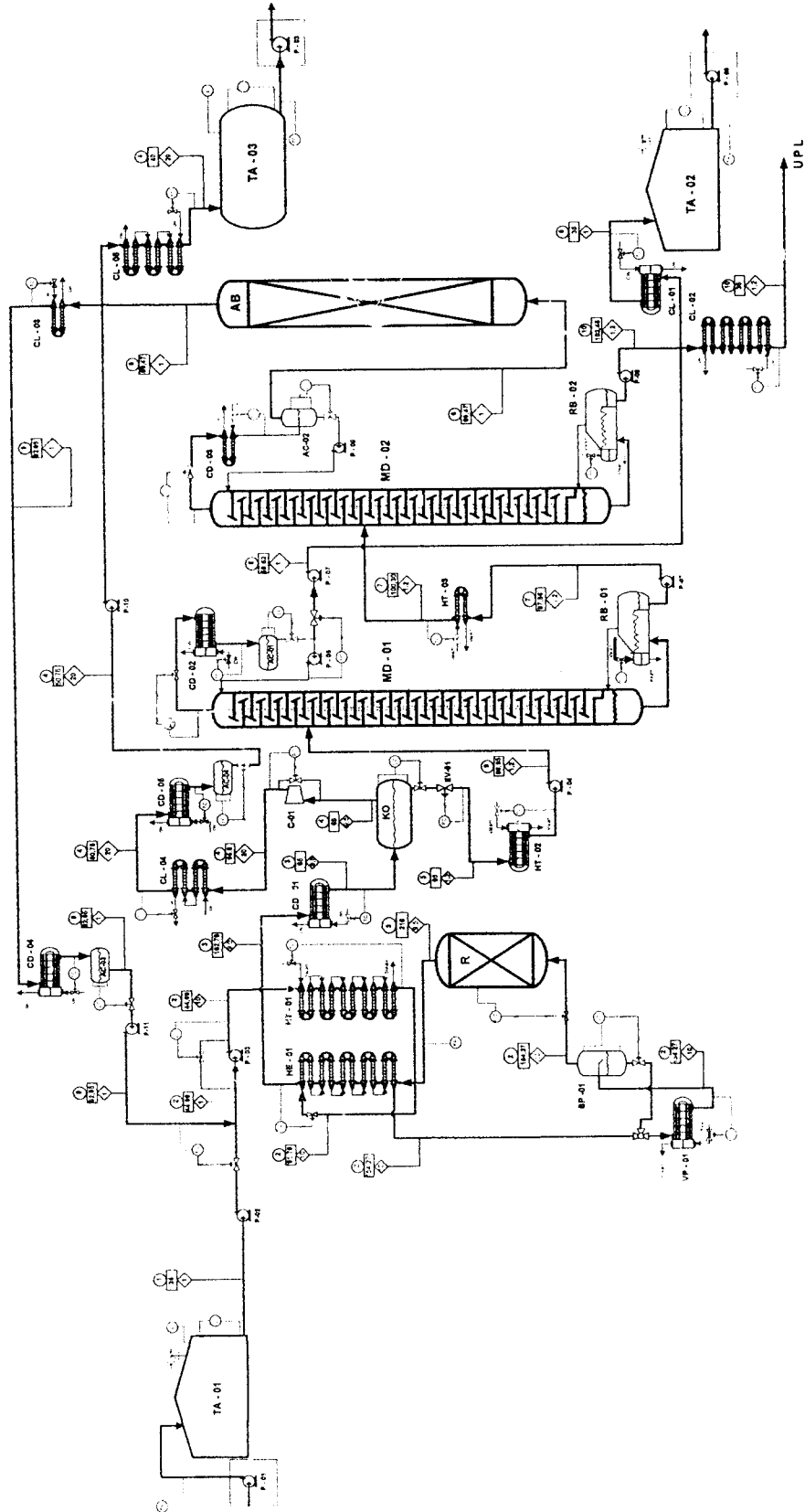


**Gambar 9. Bagian-bagian Reaktor**

Skala 1: 20

(Satuan dalam in)


**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK**  
**DIISOPROPIL ETHER DARI ISOPROPIL ALCOHOL**  
 Kapasitas 50.000 ton/tahun



**KETERANGAN GAMBAR**

AC	ACCUMULATOR
CD	CONDENSER
CL	COOLER
HT	HEATER
HE	HEAT EXCHANGER
VP	VAPORIZER
RB	REBOILER
C	COMPRESSOR
EV	EXPANSION VALVE
P	POMPA
SP	SEPARATOR DIFEM
TA	TANGKAI
R	REAKTOR
KD	KOKORUTIRIM
MD	MENARA DISTILASI
AB	ABSORBER
FC	FLOW CONTROLLER
TR	TWO RECORDER
LC	LEVEL CONTROLLER
LI	LEVEL INDICATOR
PI	PRESSURE INDICATOR
PC	PRESSURE CONTROL
PIC	PRESSURE INDICATOR CONTROL
TC	TEMPERATUR CONTROL

◆ TITIKAN, Atm  
 □ TEMPERATUR, °C  
 ○ NOMEK ARUS



**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

JURUSAN TEKNIK KIMIA  
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

**PABRIK DIISOPROPIL ETHER DARI ISOPROPIL ALCOHOL**  
 Kapasitas : 50.000 ton/tahun

Disusun Oleh :  
 ADRIELLA P  
 01-521-978  
 BANDAR  
 05-51-906  
 Dosen Pembimbing  
 Anif Budayat, ST., MT

KOMPONEN	Arus ( Kg / jam )									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Propylne	0,0000	0,0000	1,328,8663	1,328,8663	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isopropyl Alcohol (IPA)	9,919,59	2,397,4080	3,028,7686	0,0006	3,028,7680	31,7564	2,997,0117	2,397,4080	2,397,4080	599,6037
Diisopropyl Ether (DIPE)	0,0000	0,0000	6,288,3908	0,0024	6,288,3884	6,281,3799	7,0085	7,0085	7,0085	0,0000
AIR	115,2903	18,1137	1,811,3847	0,0000	1,811,3847	0,0000	1,811,3847	362,2734	18,1137	1,449,1113
Total	10,034,8803	2,422,5301	12,457,4104	1,328,8693	11,128,5411	6,313,1363	4,815,4049	2,766,6899	2,422,5301	2,048,7150