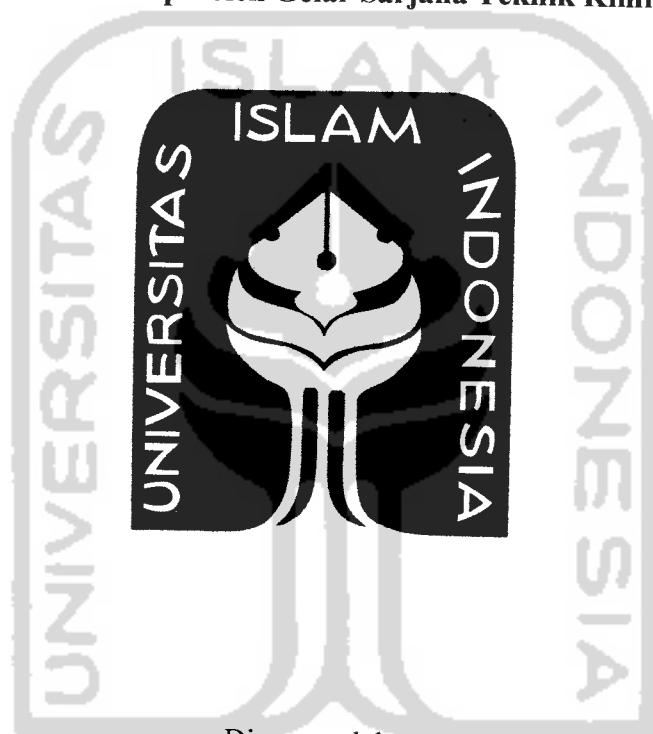


**PRA RANCANGAN  
PABRIK ETHANOL DARI ETHYLENE DAN AIR  
KAPASITAS 76.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

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

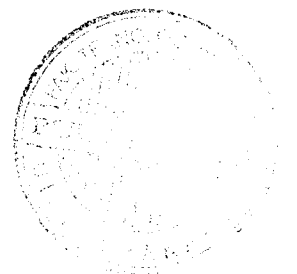


Disusun oleh :

**Nama : Anggun Ria Ilhami                      Nama : Sari Rosalinda**  
**No. Mhs : 03 521 097                              No.Mhs : 03 521 117**

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

**2007**



# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA-RANCANGAN PABRIK ETHANOL DARI ETHYLENE DAN AIR DENGAN KAPASITAS 76.000 TON/TAHUN

### TUGAS AKHIR

Disusun oleh:

Nama : Anggun Ria Ilhami  
No. Mhs : 03 521 097

Nama : Sari Rosalinda  
No. Mhs : 03 521 117

Telah dipertahankan di depan sidang penguji sebagai salah satu syarat  
untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 27 September 2007

Tim Penguji:


Agus Taufiq, Ir.M.Sc.

Ketua



Ratna Sri Harianti, ST.

Anggota I



Dalyono Mughni, Ir. H.

Anggota II



Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Kamariah Anwar, M.Sc

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**  
**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA**  
**ETHANOL DARI ETHYLENE DAN AIR**  
**KAPASITAS 76.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**



oleh :

Nama : Anggun Ria Ilhami Nama : Sari Rosalinda  
No. Mahasiswa : 03 521 097 No. Mahasiswa : 03 521 117

Yogyakarta, Agustus 2007

Pembimbing I,

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

Pembimbing II,

Siti Nurul Fatimah, ST

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL  
DARI ETHYLENE DAN AIR  
DENGAN KAPASITAS 76.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Anggun Ria Ilhami

No. Mahasiswa : 03 521 097

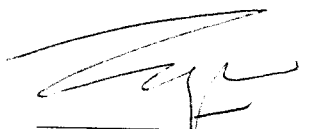
Nama : Sari Rosalinda

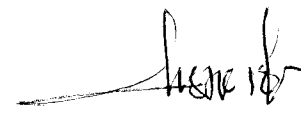
No. Mahasiswa : 03 521 117

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.

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

Yogyakarta, September 2007

  
\_\_\_\_\_  
(Anggun Ria Ilhami)

  
\_\_\_\_\_  
(Sari Rosalinda)



## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum wr. wb.*

Dengan memanjatkan puji syukur kehadiran Allah S.W.T yang telah memberi taufik serta hidayah – Nya, serta berkat ridho – Nya penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir ( Pra – rancangan pabrik kimia ) ini, yang merupakan salah satu syarat yang harus ditempuh untuk menyelesaikan jenjang studi Strata satu (S1) pada Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Teriring shalawat serta salam penyusun sampaikan kepada Nabi Muhammad SAW, sebagai pemimpin yang telah membawa manusia dari alam kegelapan pada alam yang penuh dengan ilmu pengetahuan seperti yang sekarang ini, sehingga penulis dapat menimba ilmu pengetahuan pada Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Prancangan pabrik kimia ini dimaksudkan untuk memberikan pengetahuan dan wawasan kepada mahasiswa tentang mekanisme proses, sistem operasi, alat – alat dan semua hal yang menyangkut didalam sebuah industri, serta mengenal lebih jauh bidang dimana teknik kimia bekerja.

Selama penyusunan skripsi ini, penyusun banyak mendapat bimbingan dan pengarahan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penyusun terima kasih kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Hj. Dra. Kamariah Anwar MS. Selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia yang telah memberi izin atas pelaksanaan skripsi ini.
3. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I, yang telah membimbing dan memberi pengarahan kepada penyusun.
4. Ibu Siti Nurul Fatimah, ST selaku Dosen Pembimbing II, yang telah membimbing dan memberikan arahan kepada penyusun, sehingga prancangan pabrik ini dapat diselesaikan.
5. Seluruh Dosen – dosen Teknik Kimia, staf dan karyawan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Orang tua yang telah memberikan kasih sayang, dorongan dan doa kepada kami.
7. Mr. Hengki yang telah membantu dan memberikan arahan sampai skripsi ini selesai.
8. Mas Gatot dan mas Pendi tekim 2002 yang telah memberikan bimbingannya kepada kami.
9. Teman–teman Teknik Kimia khususnya 2002, 2003 yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

10. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan laporan skripsi ini.

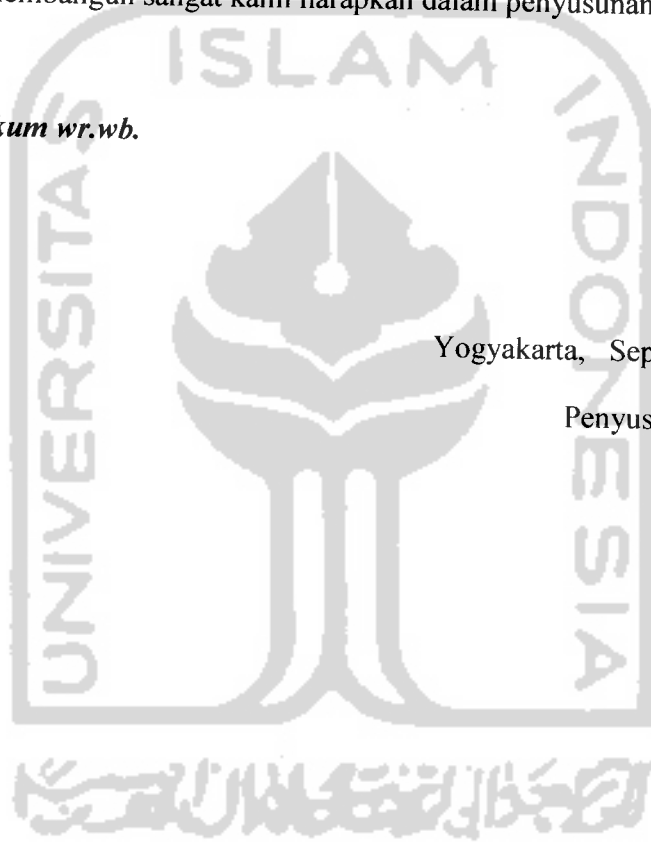
Besar harapan pra-rancangan pabrik Ethanol ini dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membutuhkannya.

Akhirnya penyusun menyadari bahwa perancangan ini masih sangat jauh dari sempurna, oleh karena keterbatasan ilmu pengetahuan yang penyusun miliki, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan dalam penyusunan berikutnya.

*Wassalamu'alaikum wr.wb.*

Yogyakarta, September 2007

Penyusun



# MOTTO

Manusia yang baik adalah manusia yang  
bermanfaat bagi orang lain

Berusaha lah untuk selalu tersenyum

Setelah kesulitan ada kemudahan, dan setelah  
kesulitan itu akan ada jalan keluar

Jangan pernah berputus asa dan menyerah tanpa  
usaha, berbaik sangka pada Allah dan tunggulah  
segala kebaikan dan keindahan dari-Nya

Biarkan masa depan itu hingga dia datang sendiri,  
dan jangan terlalu berkepentingan dengan hari esok  
Karena jika kita melakukan terbaik hari ini maka  
hari esok juga akan baik



## بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

وَإِذَا قِيلَ ائْتُوا بِآيَاتِكُمْ قَالُوا لِمَ تُعَذِّبُونَنَا بِمَا لَا نَعْلَمُ وَأَنْتَ عَلِيمُ الْغُيُوبِ

Dan apabila dikatakan: 'Berdirilah kamu, maka berdirilah, niscaya Allah akan meninggikan orang-orang yang beriman di antaramu dan orang-orang yang diberi ilmu pengetahuan beberapa derajat. Dan

Allah Maha Mengetahui apa yang kamu kerjakan. (Q.S. Al-Mu'adilah: 11)

...Allah mengetahui apa-apa yang di hadapan mereka dan di belakang mereka, dan mereka tidak mengetahui apa-apa dari ilmu Allah melainkan apa yang dikehendaki-Nya... (Q.S. Al-Baqarah: 255)

Sebenarnya, Al Qur'an itu adalah ayat-ayat yang nyata di dalam dada orang-orang yang

وَلَا يُحِيطُونَ بِشَيْءٍ مِّنْ عِلْمِهِ إِلَّا بِمَا شَاءَ

بَلْ هُوَ آيَاتٌ بَيِّنَاتٌ لِّقَوْمٍ أُولِي الْأَبْصَارِ أُولُوا الْعِلْمِ وَمَا يَخْدُبُنَا إِلَّا الظَّالِمُونَ

diberi ilmu. Dan tidak ada yang mengingkari ayat-ayat Kami kecuali orang-orang yang zalim. (Q.S.

Al-Ankabut: 49)

وَقَالَ الَّذِينَ أُولُوا الْعِلْمِ وَيَلَكُمْ نَوَابِ اللَّهِ خَيْرٌ لِّمَن آمَنَ وَعَمِلَ صَالِحًا وَلَا يُلْقَاهَا إِلَّا الصَّابِرُونَ

Berkatalah orang-orang yang dianugerahi ilmu: "Kecelakaan yang besarlah bagimu, pahala Allah adalah lebih baik bagi orang-orang yang beriman dan beramal saleh, dan tidak diperoleh pahala itu

kecuali oleh orang-orang yang sabar". (Q.S. Al-Qashash: 80)

يَا أَيُّهَا الَّذِينَ آمَنُوا اسْتَعِينُوا بِالصَّبْرِ وَالصَّلَاةِ إِنَّ اللَّهَ مَعَ الصَّابِرِينَ

Hai orang-orang yang beriman, mintalah pertolongan (kepada Allah) dengan sabar dan (menegerjakan) shalat,

sesungguhnya Allah beserta orang-orang yang sabar. (Q.S. Al-Baqarah: 153)

**Ayi' persembahkan karya ini special to...**

**Bapak & Mama yang tak lelah m'beri semangat + dukungan materi, dan tak henti-hentinya berdoa buat Ayi. Matur nuwun ya'na'na'..itu berarti banget. " You Are The Best For ME "**

**Adikku satu2nya yang paling aq sayangi Rahmad Fajrin makasih do'a & dukungannya..Cepet lulus ya!, Buat orang tua bangga ma kita. Jangan kecewa in mereka oke!!!**

**My sweet heart Alfian, makasih tuk kasih sayang, cinta, semangat, doa dan perhatiannya. Makasih dah kasih semangat saat aq dah jenuh ma skripsinya so akhirnya bisa juga selesain skripsinya. Sorry ya banyak ngerepotin.**

**Anggun R.I,ST Partner TA-ku : akhirnya kita ST juga ya!, He..heet...seorang Anggun..Thanks atas kerjasamanya ya s'lama jadi partner aq mulai dari KP, Penelitian ma TA ternyata kita langgeng ya maafin kalo aq da salah ya friends. However...u are my best partner..Thanks to be my friends. Don't forget me oke!!!GOOD LUCK...**

Mas Nano yang dah banyak bantu ag selama TA ngasih informasi  
n bahan2 buat penda2ran n' juga perhatian & supportnya  
makasih atas semuanya ya...

S'pu22ku yang caem2 n imoet2 : Lely selamat ya akhirnya  
sarjana juga, Ledy moga cepet kelarin kuliahnya, n l'ls, Upik,  
Ucu', Ratna, Sandi, ma Dedy **GOOD LUCK DEYH STUDYNYA**

Best friend-gu As-3, Arum, Anggun, Dhyna, Diana Sexy, Diana  
Akmala, Shi-ta, Dy2, Shopy, Nena, Lila .ayo cepet nyusul kalian bisa  
kok...!!! Semangat..s'mangat. Thx atas persahabatannya ya jeng...  
kalian emang yang terbaik. **I WILL MISS U ALL.**

Teman 1 bimbinganku Dwi ma Sulis 'n teman2 seperjuangan TA  
Sukma, Ivo, Sri Ut, Diana-Nurul, Dewi-Haris, Diba-Ima. terima  
kasih atas informasi en bantuannya selama ngerjain  
TA. Akhirnya kita maju bareng juga ya...

My friend kosT 'Wisma Pelangi": Baik yang sekarang or ex...

Especially :

CITRA'Tante Dora'Fitriany Hee..hee..

Thanx atas kebersamaannya selama 4 taon ini ya dalam suka  
maupun duka ternyata kita awet banget ya jd best  
naighbourhood d' Wis. Pelangi. Mercinta dah mpe lumutan  
nehh... Cepet nyusul ya bu'...

Mela'Si emma'x POOH' hee..hee..

Gimana kabarnya bu'...? udah ma2 bilangin jangan sering  
maen !!!te2p aja bandel...yaw dah kalo gitu bisa bantu saya

menyabrang nak? (Kata2 itu...) walaupun sempat angkat kaki  
n balik lg tapi te2p jd tetangga idolaku lha

Commonly:

Nanda (my young sister), Niken (same birth with me)

Mala, Neni, Lisa, D\_Lia, Dahlia, Nana, Upik, Mba Yalin de2gu Dina

'ndut, Lia, Ney-la n'n Ratna Ga lupa jg buat Dpk & Ibu koo yang dah  
ngasih tumpangannya N' yang jaga kost Mba Sum & Pak Sur, makasih  
dah dibukain pintunya ya kalo pulang telat...

Makasih atas keramaian en kebersamaannya s'lama 4 tahun ya  
kalian semua adalah keluargaku... WILL MISS U ALL.

Teman-teman Tekin '03 kelas D:

dan lain-lain yang tak dapat kusebutkan satu persatu,

Thanks buanyak kehebohan en pertemonannya moga bisa selalu  
jadi kenangan indah

Good luck for all...

Temen-temen KKN: KOZ, Alip, Iant Kentung, Yoga, Anto, Yudi,

Ria, Rian, Linda, Nuri, Dewi, Rima, makasih berjasamanya en

pengalamannya. Dpk & Ibu Dukuh, Dpk & Ibu Yanto, Mas Ili, Tyan,  
makasih dah di ijinin KKN di Patorono, Bantul.

Temen-temen Marchig Band: Asih, Ri2n, Mitsu, Ika, Con, Fifah,

Wi2d, Dita, Windi, Hengki, Ifan, Ruli, Fadil, De2t, n ga lupa

SENIOR n' JUNIOR MB Ull serta MB lain yang buanyak banget  
en ga mungkin Ayi sebut atu-atu. Thks atas kesolidannya en  
kenangan yang bisa bikin Ayi tersenyum en menangis  
bersamaan. Buat MB Ull makin jaya  
" MB Ull Luar Biasa !! "GO..FIGHT..N' WIN..

Bubuhan Samarinda Especially Smu-Ga: Arif, Adit, Mardiah, Ari,  
Indah, WIZn, Tanto, Mahdi, Hendrik, Uci, Mega, Citra, wa2n, Pajri,  
Edi, Andri, Doare, Torank, Faisal, Vicky...dll...thanks ya  
persahabatannya...

en tak lupa, thanks banyak bwt MY Laptop yang udah aku  
pencet-pencetin en AB 5648 NZ yang sering aku naikin  
makasih ga banyak ngadat  
kalian adalah teman setia ku baik suka maupun duka....

Anggun maKasih baged bu Wat...

ke-2 ortu koe yg slalu memberikan doa dan  
Doekungannya serta Nazehat nya yang membwt ake  
lancar dalam mengerjakan Seripsi ini mpe TuntAs  
taz..TAz..taZ...

Haiiiii Adz kuuuu.....!! Ga ada lu Ga  
Rameeee...!!

Keluarga besar Bp. Abdullah yang ga bisa di seButin Atu  
ati..Thanx doa and doekungannya...

My 100-cial in my Heart ...I know...yeahh....that's  
right....my Yank Zooooo...tHanx A Doa, duKungan,  
dampingan, masukkan, & Partisipasi Langsung and ga lgsg  
dLM pembuatan TA ini..Thanx ya...!!

Wat Motor Gw A 3531 AE, U adl tmN pling setiaku, ga  
Ada nyank Laen.!

Toex Kamar Kos ku,,,t4 Bernaungku & t4 qu  
membuwaT TA..

pAtnerku..SARI ROSALINDA.ST susah senang dah qt  
lewatin, aKhirnya sampai jg Qt nUlis Persembahan ini..  
alhamdulillah.

Ibu, NYUN2, yUli, makaceee ya.. dah Doain Anggun,  
cah2 Kos-nya...., Haaaiiiiiiiiiiii...Brooooo.....e...mbah Mitro...

my Best FRIEND "NURMAYATI Z.M" Teknik Industri  
UAD 03..thanx very much yawww..dah ikut bimbingan ke  
tAmsis, ke Kampus, ke Salon. Pokoke Ga ada LU Hdp gw  
hampa...!!! & YASMIN TI '03 UNTIRTA, Mksh ya doanya..

Mr. Hengki,, thanx atas wAktunya uNtk aRahan2 & Ilmu2  
Nya yg dah diTumplekin ke qt2..

Mas PeNDI '02 tEqim yg dah tEmuin Aq ma Mazz Gatot '02  
teqim, jd Bs kOnsulTasi TA Deechh...!!

Mak'Nyuzzz & mb Nia Haturnuhun nya'...doa-na.., anGGun  
doain moga Kalian Langgeng...AMIN

Mb Nenot cieee...dah jd ngaNten baru nieee...,moga  
saKinah, mawadah n Warohmah ya....©©

my Friend's DiaNa-aKmalia, nYonk AS-3, Ana, Uut,  
Zulis, Dwi, syta, Diana showgun, copi, mbakayUm,  
Dheena, maTi, & yg ga Bisa di Sebatiin 1-1...GPP yaw..

Wong wong " CILEGON " sapa aja...lach...!!!

Zambronk, Toink, Angga, Yanuar, cEpet, Suzs geHIM!!!



Kampus Cilegon



# DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b>	-----	i
<b>HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING</b>	-----	ii
<b>HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI</b>	-----	iii
<b>HALAMAN PERSEMBAHAN</b>	-----	iv
<b>MOTTO</b>	-----	v
<b>KATA PENGANTAR</b>	-----	vi
<b>DAFTAR ISI</b>	-----	vii
<b>DAFTAR TABEL</b>	-----	viii
<b>DAFTAR GAMBAR</b>	-----	ix
<b>ABSTRACT</b>	-----	x
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>		
1.1 Latar Belakang	-----	1
1.2 Kapasitas Perancangan	-----	2
1.3 Lokasi Pabrik	-----	4
1.4 Tinjauan Proses	-----	6
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b>		
2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk	-----	17
2.2 Konsep Proses	-----	19
2.3 Diagram Alir Proses	-----	24

### **BAB III METODE PERANCANGAN**

3.1 Langkah Proses-----	26
3.2 Penentuan Kapasitas -----	29
3.3 Neraca Massa -----	32
3.4 Neraca Panas -----	32
3.5 Spesifikasi Alat Proses-----	37

### **BAB IV PERUSAHAAN**

4.1 Bentuk Perusahaan -----	59
4.2 Struktur Organisasi-----	61
4.3 Tugas dan Wewenang -----	64
4.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji-----	73
4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan-----	75
4.6 Pembagian Jabatan-----	77
4.7 Perincian Jumlah Karyawan-----	78
4.8 Kesejahteraan Karyawan-----	79
4.9 Tata Letak Pabrik dan Peralatan-----	81
4.10 Utilitas-----	88
4.11 Unit Pengadaan Steam-----	94
4.12 Unit Pengadaan Tenaga Listrik-----	94
4.13 Unit Pengadaan Bahan Bakar-----	95
4.14 Unit Pengadaan Udara Tekan-----	95
4.15 Unit Pengolahan Limbah-----	95

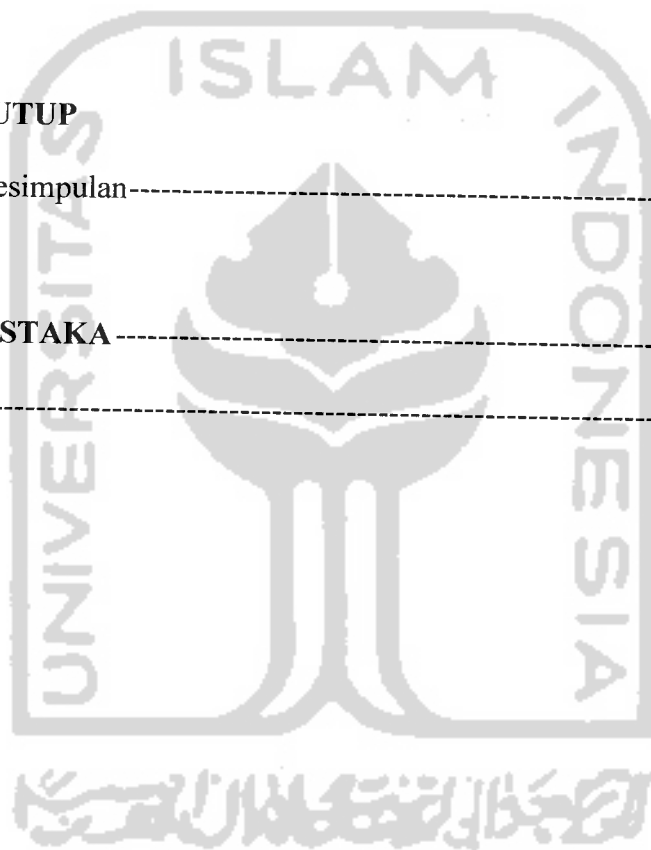
4.16 Spesifikasi Alat Utilitas-----	97
4.17 Laboratorium-----	118
4.18 Keselamatan dan Kesehatan Kerja-----	123
4.19 Analisa Ekonomi-----	124
4.20 Perhitungan Biaya-----	128
4.21 Hasil Perhitungan-----	132

**BAB V PENUTUP**

5.1 Kesimpulan-----	158
---------------------	-----

<b>DAFTAR PUSTAKA</b> -----	160
-----------------------------	-----

<b>LAMPIRAN</b> -----	161
-----------------------	-----



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perkembangan Konsumsi Ethanol tahun 1998-2002 .....	3
Tabel 3.1 Neraca Massa pada Reaktor .....	30
Tabel 3.2 Neraca Massa pada Separator-02 .....	30
Tabel 3.3 Neraca Massa pada Menara Distilasi .....	31
Tabel 3.4 Neraca Massa pada Recycle .....	31
Tabel 3.5 Neraca Panas Pada Reaktor .....	32
Tabel 3.6 Neraca Panas Pada Menara Distilasi .....	32
Tabel 3.7 Neraca Massa Pada Condenser-01 .....	33
Tabel 3.8 Neraca Massa Pada Condenser-02 .....	33
Tabel 3.9 Neraca Massa Pada C.ooler-01 .....	34
Tabel 3.10 Neraca Panas Pada HE-01 .....	34
Tabel 3.11 Neraca Panas Pada HE -02 .....	35
Tabel 3.12 Neraca Panas Pada HE-03 .....	35
Tabel 3.13 Neraca Panas Pada Reboiler .....	36
Tabel 3.14 Neraca Panas Pada Vaporizer .....	36
Tabel 4.1 Gaji Karyawan Pabrik per Bulan .....	74
Tabel 4.2 Jadwal Kerja untuk Setiap Regu .....	77
Tabel 4.3 Perincian Jumlah Karyawan .....	78
Tabel 4.4 Indeks CEP Tahun 1991-2000 .....	125
Tabel 4.5 Physical Plant Cost .....	132
Tabel 4.6 Working Capital (WC) .....	133
Tabel 4.7 Direct Manufacturing Cost .....	133

Tabel 4.8 Indirect Manufacturing Cost.....	134
Tabel 4.9 Total Manufacturing Cost.....	134
Tabel 4.10 Total Capital Investment .....	134
Tabel 4.11 General Expense134 .....	135
Tabel 4.12 Total Production Cost.....	135
Tabel 4.13 Fixed Manufacturing Cost.....	135
Tabel 4.14 Variabel Cost.....	136
Tabel 4.15 Regulated Cost.....	136
Tabel 4.16 Harga Alat.....	137
Tabel 4.17 Ongkos Instalasi.....	138
Tabel 4.18 Ongkos Pemipaan.....	139
Tabel 4.19 Ongkos Instrumentasi.....	139
Tabel 4.20 Ongkos Isolasi.....	140
Tabel 4.21 Ongkos Instalasi Listrik.....	140
Tabel 4.22 Ongkos Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan.....	141
Tabel 4.23 Biaya Instalasi.....	143
Tabel 4.24 Buruh ( Operating Labou ).....	146
Tabel 4.25 Utilitas.....	148
Tabel 4.26 Analisa Kelayakan Pabrik.....	156

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kapasitas.....	4
Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif .....	24
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	25
Gambar 4.1 Struktur Organisasi Perusahaan .....	85
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik .....	86
Gambar 4.3 Tata Letak Alat.....	87
Gambar 4.4 Gambar Utilitas.....	115



## ABSTRACT

The preliminary plant design of Ethanol with capacity of 76,000 ton/year is planned to be built in Cilegon, the province Banten, in the area of land 30,450 m<sup>2</sup>. This chemical plant will be operated for 330 days/year, 24 hours a day with total 189 employees.

The plant needs raw materials of Ethylene as much as 118,807.1201 kgs/hour and water 58,032.7085 kg/hour. The production process will be operated at temperature -2.98 °C at pressure of 35 atm with. The utility consists of 1,163,447.2118 kgs/hour of water, 672,529.3495 kgs/hour of steam and 2,550.2629 Kwh of electricity.

From an economic view shows that this chemical plant needs to be covered by fixed capital of Rp.867,836,516,329.15 and working capital of Rp.452,194,673,402.12. The profit before tax is Rp.159,618,511,248.62 while profit after tax is Rp.79,809,255,624.31. Percentage of Return On Investment (ROI) before tax is 50 % while after tax is 19.20 %. Pay Out Time (POT) before tax is 2.07 years while after after tax is 3.42 years. The value of Break Event Point (BEP) is about 46,79 % while Shut Down Point (SDP) is 29.21 %. The value of Discaunted Cash Flow(DCF) for about 35.63 %. From an economic evaluation result, it can be concluded that Ethanol plant is feasible to be built.

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik**

Krisis ekonomi dan politik yang terjadi di Indonesia telah memperburuk tata dunia baru perekonomian. Indonesia berupaya memperkuat basis politik dan ekonomi agar dapat memenangkan persaingan atau setidaknya bertahan hidup, mempertahankan tingkat pertumbuhan pada batas yang wajar, mengatasi krisis, mereduksi pesimistis sampai batas tertentu dan menangani semua permasalahan sampai batas maksimal kemampuan bangsa Indonesia.

Kekuatan ekonomi Indonesia akan meningkat jika mampu menghasilkan sendiri sebagian besar barang-barang kebutuhan utama, termasuk di dalamnya produk-produk industri. Pendirian pabrik ethanol perlu dipertimbangkan karena banyak sekali digunakan untuk produk-produk kosmetika, farmasi dan bahan baku pembuatan senyawa-senyawa lain diantaranya :

1. Ethanol dapat dicampur dengan bensin dalam kuantitas yang bervariasi untuk mengurangi konsumsi bahan bakar minyak bumi, dan untuk mengurangi polusi udara.



2. Ethanol mudah larut dalam air, dan merupakan pelarut yang baik untuk pewangi dan cat.
3. Ethanol digunakan sebagai pembasmi kuman (70% sampai 85% etanol).

Ethanol merupakan senyawa turunan dari ethylene dimana ikatan rangkap dari etilen dipecah dan atom H diganti dengan gugus OH. Ethanol atau etil alkohol dengan rumus molekul  $C_2H_5OH$  banyak digunakan sebagai bahan baku pada industri asam asetat dan juga digunakan sebagai bahan pelarut dalam industri farmasi dan kosmetika. Selain itu juga berguna sebagai bahan disinfektan untuk peralatan kedokteran dan rumah sakit. Oleh karena kegunaan yang luas tersebut maka berdirinya pabrik ethanol akan memacu berdirinya industri-industri lain.

## **1.2. Kapasitas Perancangan**

Pada pemilihan kapasitas perancangan pabrik ethanol ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan antara lain:

### **1.2.1. Proyeksi Kebutuhan Ethanol di Indonesia Pada Masa Mendatang.**

Prediksi konsumsi ethanol di Indonesia selalu mengalami kenaikan yang berarti. Hal ini berhubungan erat dengan perkembangan sektor industri, penggunaan ethanol baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu. Kapasitas perancangan ditetapkan sebesar 76.000 ton/tahun, dengan pertimbangan sebagian untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan

sebagian komoditi ekspor karena konsumsi dunia masih cukup besar dan selalu mengalami kenaikan.

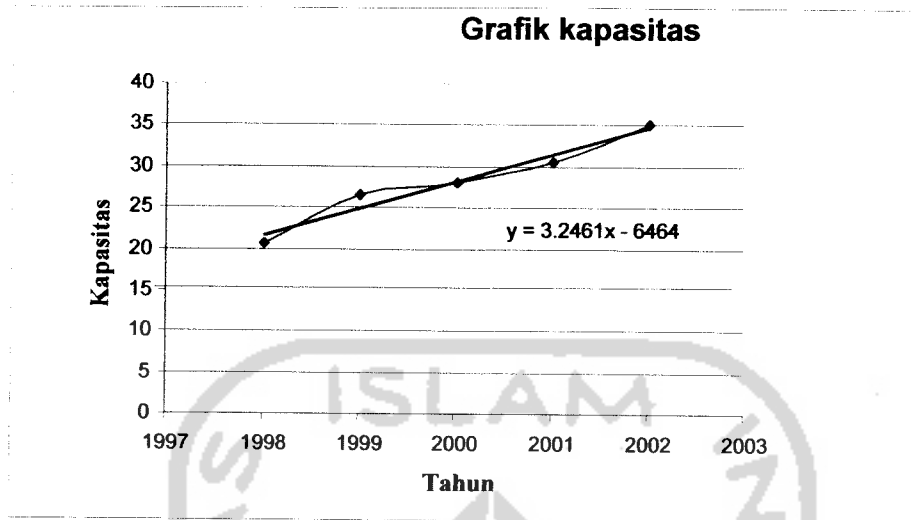
### 1.2.2. Kapasitas Minimal Pabrik Yang Pernah Didirikan

Konsumsi ethanol di Indonesia sendiri ada kecenderungan meningkat. Sebagai gambaran bahwa konsumsi ethanol meningkat, terlihat dari supply-nya yang berasal dari produksi dalam negeri ditambah dengan impor dan dikurangi oleh ekspor. Atas dasar bahwa pada tahun tertentu seluruhnya dikonsumsi pada tahun itu juga, maka diperkirakan laju pertumbuhan konsumsi ethanol di Indonesia cenderung meningkat setiap tahunnya. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada tabel 1.1.

Tabel 1.1. Perkembangan konsumsi ethanol di Indonesia

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
1998	20.678
1999	26.612
2000	28.134
2001	30.467
2002	34.981

Sumber: BPS, 2004



Gambar 1.1 Grafik Kapasitas

Kapasitas komersial pabrik ethanol yang telah beroperasi berkisar antara 20.000 – 190.000 ton/tahun. Kebutuhan ethanol di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat seiring dengan membaiknya perekonomian nasional. Dari data-data diatas ditetapkan perancangan pabrik sebesar 76.000 ton/tahun yang akan didirikan tahun 2015.

### 1.3. Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik sangat menentukan kedudukan perusahaan dalam persaingan dan ikut mempengaruhi kelangsungan hidup perusahaan. Hal ini berarti dalam menentukan lokasi pabrik perlu dipertimbangkan faktor-faktor yang mempengaruhi biaya produksi dan distribusi sehingga dapat ditekan seminimal mungkin. Lokasi pabrik sedapat mungkin dipilih untuk memberikan kemungkinan perluasan dan penambahan kapasitas terpasang

serta jaminan keamanan terhadap kemungkinan-kemungkinan buruk yang akan terjadi. Pemilihan lokasi yang tepat, strategis, dan menguntungkan secara ekonomi akan memberikan keuntungan maksimal terhadap perusahaan.

Dari beberapa kawasan industri yang terdapat di Indonesia, dipilih daerah Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

### **1. Ketersediaan bahan baku**

Bahan baku merupakan hal utama dalam pengoperasian pabrik. Karena pabrik beroperasi atau tidak tergantung pada ketersediaan bahan baku. Pabrik ethanol ini akan didirikan di Cilegon, Banten karena dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku ethylene diperoleh dari PT. Chandra Asri. Dimana CAPC ( Chandra Asri Petrochemical Center) adalah pabrik yang bergerak dalam industri petrokimia, olefin, polyethilen, ethilen, propylene, polypropylene, ethilen glikol, ethilen oxide. Dengan tersedianya bahan baku ethylene yang relatif besar, diharapkan kebutuhan bahan baku ini dapat terpenuhi. Bahan baku air diperoleh dari sungai Cikande.

### **2. Pemasaran**

Dari hasil pengamatan Indochemical yang dikaitkan dengan penebaran pemakaian bahan kimia ini ke dalam beberapa sektor industri. Diketahui bahwa sektor industri minimal beralkohol merupakan penyerap terbesar ethanol, kemudian disusul industri asam asetat, farmasi, kosmetika, rumah sakit, dan industri lainnya.

Daerah pemasaran ethanol tersebar diseluruh Indonesia. Untuk memasarkan ethanol tidak mengalami kesulitan, karena sarana transportasi sudah cukup lengkap.

### 3. Fasilitas Transportasi

Transportasi dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku ataupun pemasaran produk, untuk konsumsi dalam negeri dan ekspor. Fasilitas transportasi meliputi jalan, pelabuhan, dan bandar udara.

#### 1.4. Tinjauan Proses

##### 1.4.1 Macam-macam Proses

Proses pembuatan ethanol ada beberapa metode yaitu:

##### 1. Fermentasi

Bahan baku yang digunakan digolongkan menjadi 3 tipe yaitu gula: dari *sugar cane*, umbi (*sugar beets*), molasse, dan buah-buahan yang dapat diubah menjadi ethanol secara langsung. Pati: dari padi-padian atau kentang dimana harus dihidrolisa terlebih dahulu untuk memfermentasikan gula dengan enzim dari hasil molds. Bahan selulosa: dari kayu dan sisa pertanian dimana harus diubah menjadi gula dengan asam-asam mineral atau enzim khusus.

Selulosa yang diperlukan untuk pembelahan enzimatik dari selulosa diusahakan dari *Trichoderma reesei*. Dalam limbah cairan sulfite dari pabrik

pulp, gula berasal dari hidrolisa selulosa dan hemiselulosa selama proses pembuatan kertas. Setelah gula paling sederhana terbentuk, enzim dari yeast dapat memfermentasikan menjadi ethanol.

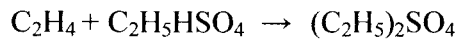
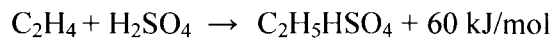
Enzim untuk fermentasi ethanol mengikuti reaksi  $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 CO_2 + 2 C_2H_5OH$  diproduksi dari yeast. Langkah fermentasi ditunjukkan oleh EMP. Monoksida (hexoses) juga untuk fermentasi. Hexoses dari molasses digunakan untuk membuat ethanol, tetapi lebih ekonomis untuk memproduksi gula dari tebu dan memfermentasikan hanya bagian yang tersisa sebagai cairan encer secara rafinasi.

Molasses mengandung 50 – 55 % gula. Terjadi persaingan untuk molasses sebagai bahan baku untuk fermentasi ethanol dan sebagai umpan untuk persediaan hidup, sehingga harganya bervariasi, tergantung dari ketersediaan bahan baku lain dan ini berpengaruh pada jumlah yang akan difermentasikan menjadi ethanol.

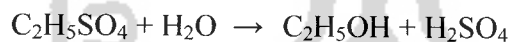
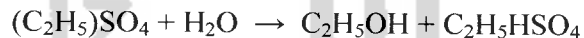
Bahan selulosa seperti limbah tongkol jagung, kulit kapas, kulit kacang, dan bubuk gergaji dapat digunakan sebagai bahan baku ethanol. Tetapi lebih ekonomis untuk membakarnya daripada mengolahnya untuk menjadi ethanol.

### **1. Hidrasi Tidak Langsung**

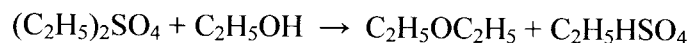
Reaksi proses pembuatan ethanol dengan hidrasi tidak langsung adalah sebagai berikut:



Ethylene diabsorpsi dalam  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dengan kadar 95 – 98 % dalam kolom absorber. Sekitar 1,4 mol etilen per mol  $\text{H}_2\text{SO}_4$  diserap dalam reaksi ini. Karena reaksi eksotermis, diperlukan pendingin pada menara absorber. Konsentrasi ethylene umpan kira-kira 35 %, tetapi harus tidak mengandung apa-apa kecuali inert seperti metana, ethana, propana dan selebihnya tidak boleh ada karena akan membentuk resin. Absorpsi ethylene tergantung dari tekanan, sehingga tekanan reaksi antara 10 – 35 bar dipilih tergantung dari konsentrasi ethylene umpan. Suhu reaksi berkisar antara 68 – 85 °C. Suhu tinggi akan membentuk resin. Gas yang melewati menara absorber kemudian masuk ke scrubber yang mengandung kaustik. Hidrolisa dari etil sulfat dapat dilihat pada reaksi berikut:



Biasanya terjadi dalam dua langkah. Yang pertama terjadi pada suhu 70 °C dan yang kedua pada suhu 100 °C. Banyak air yang ditambahkan sehingga konsentrasi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  menjadi 40 – 55 %. Langkah ini dilakukan untuk mengurangi reaksi samping.



Ethanol yang terbentuk dipisahkan bersama eter dari kolom stripper, kemudian dicuci dengan kaustik soda sehingga bebas asam, kemudian dipisahkan dari eter dan dipekatkan dengan dua kolom distilasi.

Pemekatan kembali cairan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> adalah operasi paling mahal dalam proses ini. Langkah ini membutuhkan panas tinggi dan karena adanya sifat korosif yang tinggi. Silumin, tantalum, dan timah hitam digunakan dalam proses ini. Alat absorpsi dan distilasi ethanol dibuat dari baja ringan. Timah hitam dan batu bata yang tahan terhadap asam digunakan dalam seksi hidrolisa.

### **1. Hidrasi Langsung Dengan Katalis**

Reaksi hidrasi langsung dengan katalis ini berada dalam fase gas:



Seperti reaksi eksotermis lainnya, katalis diperlukan untuk menyesuaikan kecepatan reaksi pada suhu rendah. Karena mekanisme reaksi melewati ion karbonium, katalis yang cocok untuk reaksi ini adalah donor proton. Yang banyak digunakan adalah H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> dengan pembawa seperti tanah diatomae, bentonite, alumina gel, dan opoka.

Ethylene dan air bebas garam dengan rasio mol 1 : 2 dipanaskan hingga mencapai suhu reaksi 250 – 300 °C dengan tekanan 60 – 80 bar. Karena reaksi eksotermis, gas keluar dari reaktor sekitar 50 °C lebih panas. Gas yang dipisahkan dari kondensat yang terbentuk dicuci dengan air dalam



absorber untuk mengambil sebanyak mungkin ethanol dari gas kemudian ethylene yang tidak terkonveksi diumpankan kembali ke reaktor dengan *recycle* gas dari kompresor. Karena sekitar 4 – 5 % dari umpan ethylene ke reaktor yang terkonveksi, perpindahan panas dari *recycle* gas penting untuk menghemat energi.

Cairan *crude* ethanol yang terbentuk sebagai hasil bawah pada absorber diekspansi dan ethylene yang terlarut dalam *crude* ethanol dipisahkan dan dikompresi kembali. Ethanol dimurnikan dengan distilasi seperti sistem purifikasi pada fermentasi.

### Kegunaan Produk

Kegunaan produk ethanol diantaranya adalah:

1. Sebagai bahan baku dalam industri tertentu seperti minuman beralkohol, industri asam asetat, dan lain-lain.
2. Sebagai pelarut dalam industri tertentu seperti industri farmasi, kosmetika, laboratorium, dan lain-lain.
3. Sebagai disinfektan untuk peralatan kedokteran, rumah sakit, peralatan rumah tangga, dan lain-lain.

## Sifat-sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku dan Produk

### 1. Bahan baku

Ethylene

Sifat fisis

Berat molekul : 28,0536

Titik triple

Temperatur : - 169,19 °C

Tekanan : 0,11 kPa

Panas laten pembentukan : 3,35 J/mol

Titik didih normal : - 103,27 °C

Panas laten penguapan : 13,54 J/mol

Densitas cairan : 20,27 mol/dm<sup>3</sup>

Panas spesifik cairan : 64,7 J/(mol.K)

Viskositas cairan : 0,161 cP

Tegangan muka cairan : 16,4 N/m

Panas spesifik gas ideal (25 °C) : 42,84 J/(mol.K)

Titik kritis

Temperatur : 9,2 °C

Tekanan : 5,042 Mpa

Densitas : 7,635 mol/dm<sup>3</sup>

Faktor kompresibilitas : 0,2813

Panas pembakaran gas (25 °C) : 1,411 MJ/mol

Titik nyala (1 atm, 25 °C)

Batas terendah di udara : 2,7 % mol

Batas teratas di udara : 36,0 % mol

Temperatur terbakar di udara : 490 °C

Sifat Kimia

➤ Polimerisasi

Ethylene dapat bergabung dengan ethylene yang lain untuk membentuk molekul yang besar (polimer) dengan cara memutuskan ikatan rangkap dua dan membentuk molekul yang lebih besar.

➤ Hidrogenasi

Ethylene dapat berubah menjadi ethana melalui proses hidrogenasi langsung dengan katalis Ni dengan kondisi 300 °C.

➤ Oksidasi

Zat pengoksidasi kuat dapat mengoksidasi sempurna ethylene menjadi karbon dioksida dan air. ethylene dalam larutan basa atau berair akan bereaksi dengan oksidator lemah menjadi glikol. Reaksi ini dikenal dengan *tes bacyer* yang dipakai untuk membuktikan adanya ikatan rangkap dengan memakai  $\text{KMnO}_4$ .

➤ Adisi

Penambahan brom pada senyawa berikatan rangkap menghasilkan bromida sehingga senyawa baru menjadi jenuh. Reaksi ini juga dipakai untuk mengidentifikasi adanya ikatan rangkap yang ditunjukkan dengan hilangnya warna coklat dari larutan brom.

a. Uap air

Sifat fisis	
Berat molekul	: 18,15
Titik kritis	
Temperatur	: 374 °C
Tekanan	: 217,7 atm
Densitas	: 0,4 g/ml
Faktor kompresibilitas	: 0,775
Volume spesifik	: 0,5395 ft <sup>2</sup> /lb <sub>m</sub>
Entalpi	: 1209,6 BTU/lb <sub>m</sub>
Entropi	: 1,4196 BTU/(lb <sub>m</sub> .°R)
Viskositas	: 6,77 x 10 <sup>-5</sup> Ns/m <sup>2</sup>
Panas jenis	: 3,82 kJ/(kg.K)
Konduktifitas termal	: 0,333 W/(m.K)

### Sifat kimia

Dapat digunakan untuk reaksi pemutusan ikatan rangkap, reaksi hidrolisa, reaksi substitusi, reaksi hidrasi seperti pada pembuatan ethanol dari ethylene ini.

## 2. Produk

Ethanol

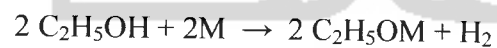
Sifat fisis

Berat molekul	: 46,07
Titik beku	: - 114,1 °C
Titik didih	: 78,32 °C
Titik kritis	
Temperatur	: 243,1 °C
Tekanan	: 6383,48 kPa
Volume	: 0,167 dm <sup>3</sup> /mol
Faktor kompresibilitas	: 0,248
Densitas d420	: 0,7893 g/mL
Indeks refraktif nD20	: 1,36143
Tegangan permukaan (25 °C)	: 231 mN/m
Viskositas (20 °C)	: 1,17 cP
Kelarutan dalam air (20 °C)	: miscible

Panas penguapan	: 839,31 J/g
Panas pembakaran (25 °C)	: 29676,69 J/g
Panas pembantukan	: 104,6 J/g
Titik nyala di udara	
Batas terendah	: 4,3 % mol
Batas teratas	: 19,0 %mol
Temperatur terbakar di udara	: 793 °C
Flash point	: 14 °C
Panas spesifik (20 °C)	: 2,42 J/(g.°C)
Konduktivitas termal (20 °C)	: 0,170 W/(m.K)

#### Sifat kimia

Biasanya berhubungan dengan gugus hidroksil seperti reaksi dehidrasi, dehidrogenasi, oksidasi, esterifikasi. Substitusi atom hidrogen dari gugus hidroksil oleh metal aktif seperti Na, K, Ca dengan pembentukan *metal ethoxyde* (etilat) dan gas H<sub>2</sub>.



#### Tinjauan Proses Secara Umum

Proses pembentukan ethanol secara umum :



Prinsip proses hidrasi secara langsung ini adalah reaksi dari ethylene dengan air dalam fase gas. Hidrasi ethylene secara langsung merupakan reaksi kesetimbangan yang dilakukan pada suhu rendah, tekanan tinggi, dan rasio sistem etilen yang besar.

Aktifitas katalis akan meningkat dengan meningkatnya suhu, menurun dengan meningkatnya tekanan karena konsentrasi menjadi lebih rendah, menurun dengan rasio sistem ethylene yang meningkat pada tekanan tinggi karena absorpsi kelembaban. Berarti kondisi operasi untuk menghasilkan ethanol berpengaruh pada aktifitas katalis.

Karena alasan tersebut, kondisi operasi sangat penting dipilih berdasarkan pertimbangan ekonomis. Katalis yang digunakan harus mempunyai volume rongga yang cukup besar untuk menampung sejumlah besar asam dan mempunyai ketahanan yang cukup baik terhadap kondisi reaktor yang secara fisik cukup sulit.

Konsentrasi ethanol menurun cepat dengan meningkatnya temperatur dimana aktivitas katalis meningkat. Pembentukan produk samping juga merupakan fungsi suhu. Pada suhu yang rendah akan membentuk dietil eter, sedang pada suhu tinggi akan terjadi pembentukan jumlah bahan polimer. Kesetimbangan dan aktifitas berpengaruh pada meningkatnya tekanan, variasi *space velocity*, dan rasio ethylene air dapat dikompensasikan untuk menurunkan aktivitas katalis.

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk

##### 2.1.1. Bahan Baku

ethylene

Bentuk (35 atm, -2,98 °C) : cair jenuh

Warna : jernih

Densitas : 568,65 kg/m<sup>3</sup>

Viskositas : 0,161 cP

Kemurnian : 97 %

Impurities : 3 %

##### 1. Uap air (steam)

Bentuk ( 1 atm, 160 °C) : gas

Warna : jernih

Viskositas : 6,77 x 10<sup>-5</sup> Ns/m<sup>2</sup>



### 2.1.2. Bahan Pembantu (Katalis)

Bahan pembantu berupa katalis pada reaktor fixed bed. Katalis yang digunakan adalah asam pospat.

Rumus molekul :  $H_3PO_4$

Densitas : 1,574

Bentuk: silinder

Ukuran

D : 0,3969 cm

L : 0,3969 cm

### 2.1.3. Produk

Ethanol

Bentuk (pada 1 atm, 30 °C) : cair

Warna : jernih

Specific gravity 60/60 °F, max : 0.816

Kemurnian, % volume : 0.95

Keasaman, % berat : 0.002

Bahan non volatile, g/100 ml nmax : 0.002

Kelarutan dalam air : sempurna

Warna, APHA, max : 10

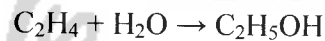
Air, % berat, max : 5

## 2.2. Konsep Proses

### 2.2.1. Dasar Reaksi

Ethanol diproduksi melalui reaksi hidrasi katalitik ethylen. Reaksi yang terjadi pada utama proses pembuatan ethanol terdiri dari reaksi utama dan reaksi samping.

Reaksi Utama



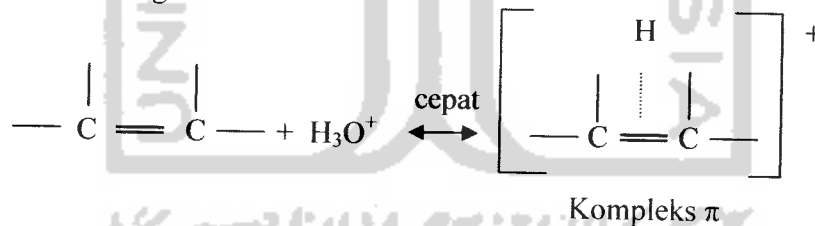
Reaksi Samping



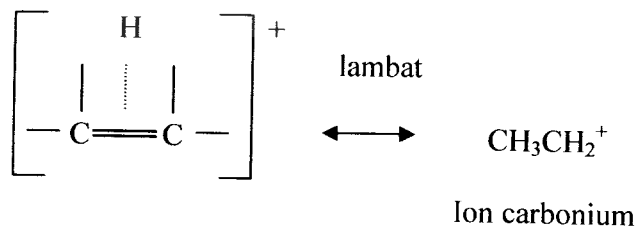
### 2.2.2. Mekanisme Reaksi

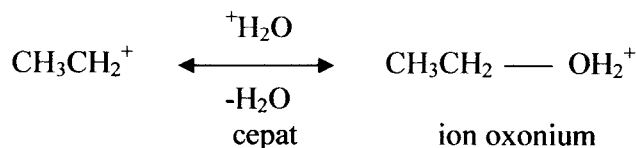
Mekanisme reaksi dari proses hidrasi dari ethylene dalam larutan asam adalah sebagai berikut:

kesetimbangan :

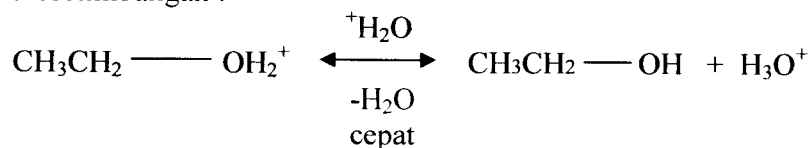


Penentuan kecepatan :





Kesetimbangan :



(Sumber: Kirk & Othmer, 1985 vol 9, hal 349)

Dari mekanisme di atas, dapat disimpulkan bahwa keadaan transisi asam konjugasi dari olefin pada asam yang tidak terikat pada molekul air. Karena reaktan berupa olefin dan ion hidronium, keadaan transisi dapat terbentuk hanya dengan isomerisasi dari satu keadaan yang tidak stabil ke yang lainnya. Isomerisasi unimolekuler dari kompleks  $\pi$  membentuk ion carbonium memenuhi persyaratan dan menetapkan langkah penentuan kecepatan. Penambahan air pada ion carbonium akan membentuk ion oxonium yang merupakan asam konjugasi yang mempunyai satu ikatan H yang tidak berpasangan, kemudian ion oxonium tersebut akan mendonorkan  $\text{H}^+$  kepada air sehingga membentuk etanol dalam keadaan kesetimbangan.

### 2.2.2. Kondisi Operasi

Kondisi operasi dalam pembuatan ethanol dipenuhi temperatur, tekanan dan jenis katalis yang digunakan. Juga ditentukan berdasarkan mekanisme reaksi yang terjadi tanpa melupakan aspek termodinamika dan

kinetika. Reaksi pembuatan ethanol berlangsung pada kondisi operasi sebagai berikut:

Temperatur : 250 – 310 °C

Tekanan : 68 atm

Katalis : asam phospat

Pengaruh temperatur

Temperatur yang dipilih mempunyai range 250 – 310 °C. pemilihan ini didasarkan atas :

*Tinjauan kinetika:*

Menurut hukum Arrhenius  $k = Ae^{-E/RT}$ , jika temperatur dinaikkan maka harga k akan besar sehingga menaikkan kecepatan reaksi. Namun reaksi pembentukan etanol merupakan reaksi eksotermis reversible maka pemilihan suhu dibatasi oleh tinjauan termodinamikanya.

*Tinjauan termodinamika*

Sesuai dengan persamaan sebagai berikut :

Sesuai dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2} \quad (\text{Smith dan Van Ness, 1949})$$

$$\frac{\ln K_1}{K_2} = \frac{\Delta H (1/T^2 - 1/T^1)}{R} \quad (\text{Smith dan Van Ness, 1949})$$

Pada reaksi eksotermis reversible,  $\Delta H$  bernilai negatif, maka bila temperatur diperbesar konstanta keseimbangan akan semakin kecil, sebaliknya bila temperatur diturunkan akan meningkatkan harga keseimbangan reaksi ( $K$ ). Menurut azas Le Chatelier pada reaksi eksotermis, apabila temperatur diturunkan maka akan menggeser keseimbangan ke kanan. Oleh sebab itu pada reaksi eksotermis, lebih baik dijalankan pada temperatur yang serendah – rendahnya agar meningkatkan konversi reaksi. Temperatur yang dipilih tidak lebih rendah dari  $250^{\circ}\text{C}$  karena dibatasi oleh kemampuan katalis yang hanya aktif pada temperatur lebih dari  $250^{\circ}\text{C}$ .

#### *Pengaruh tekanan*

Tekanan yang dipilih direaktor adalah 68 atm. Reaksi pembentukan ethanol merupakan reaksi fase gas sehingga perubahan tekanan akan mempengaruhi konversi reaksi. Jika ditinjau dari segi termodinamika:

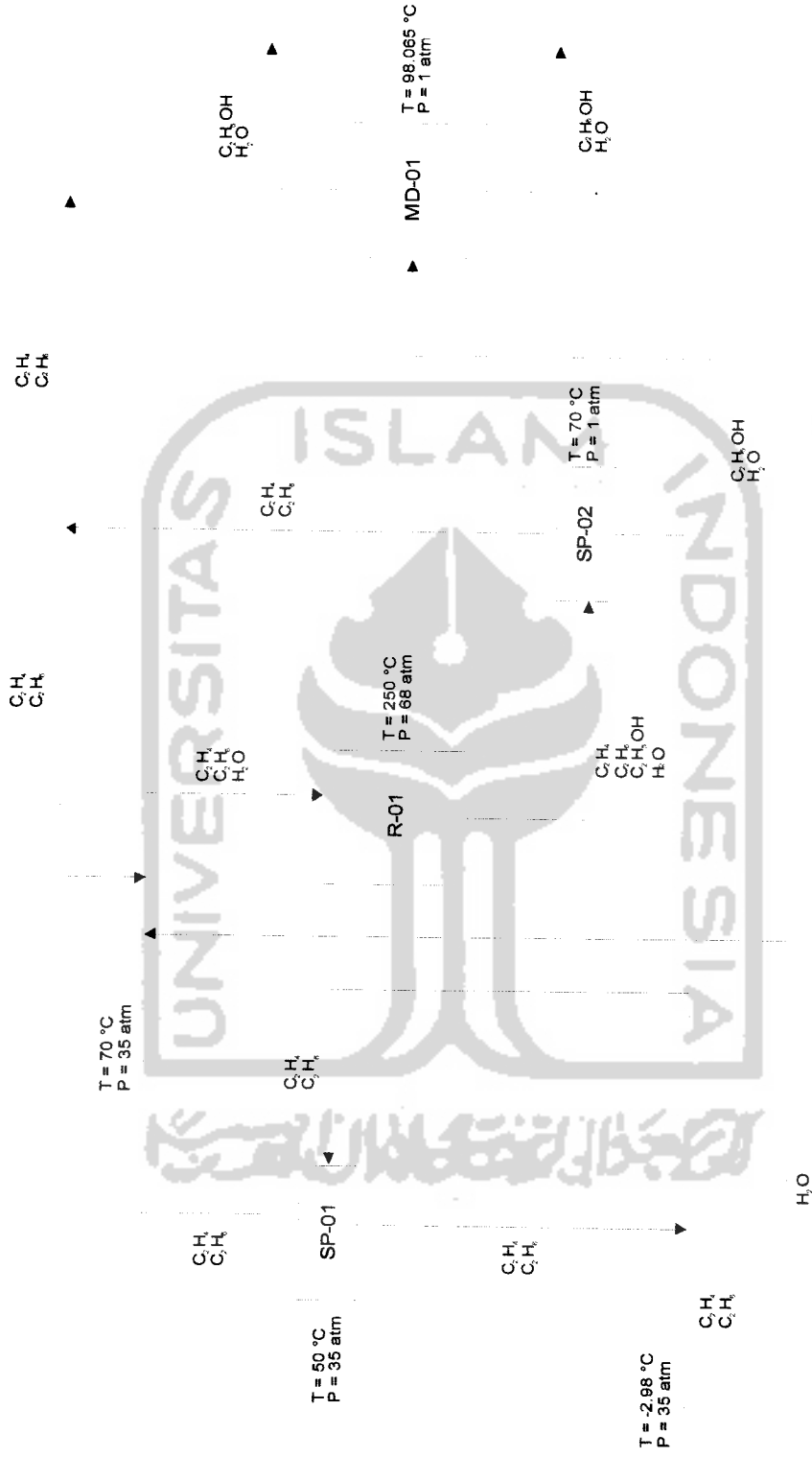
$$\frac{d\varepsilon}{dP} = \frac{K_y^{(-v)}}{P}$$

Persamaan diatas menunjukkan bahwa perubahan tekanan pada temperatur tetap dipengaruhi oleh koefisien stokiometrinya ( $V$ ). nilai  $K_y$ ,  $P$ , dan  $d\varepsilon/dK_y$  nilainya selalu positif sedangkan ( $V$ ) = -1 (negatif), sehingga ruas kanan selalu positif yang berarti jika tekanan operasi dinaikkan maka

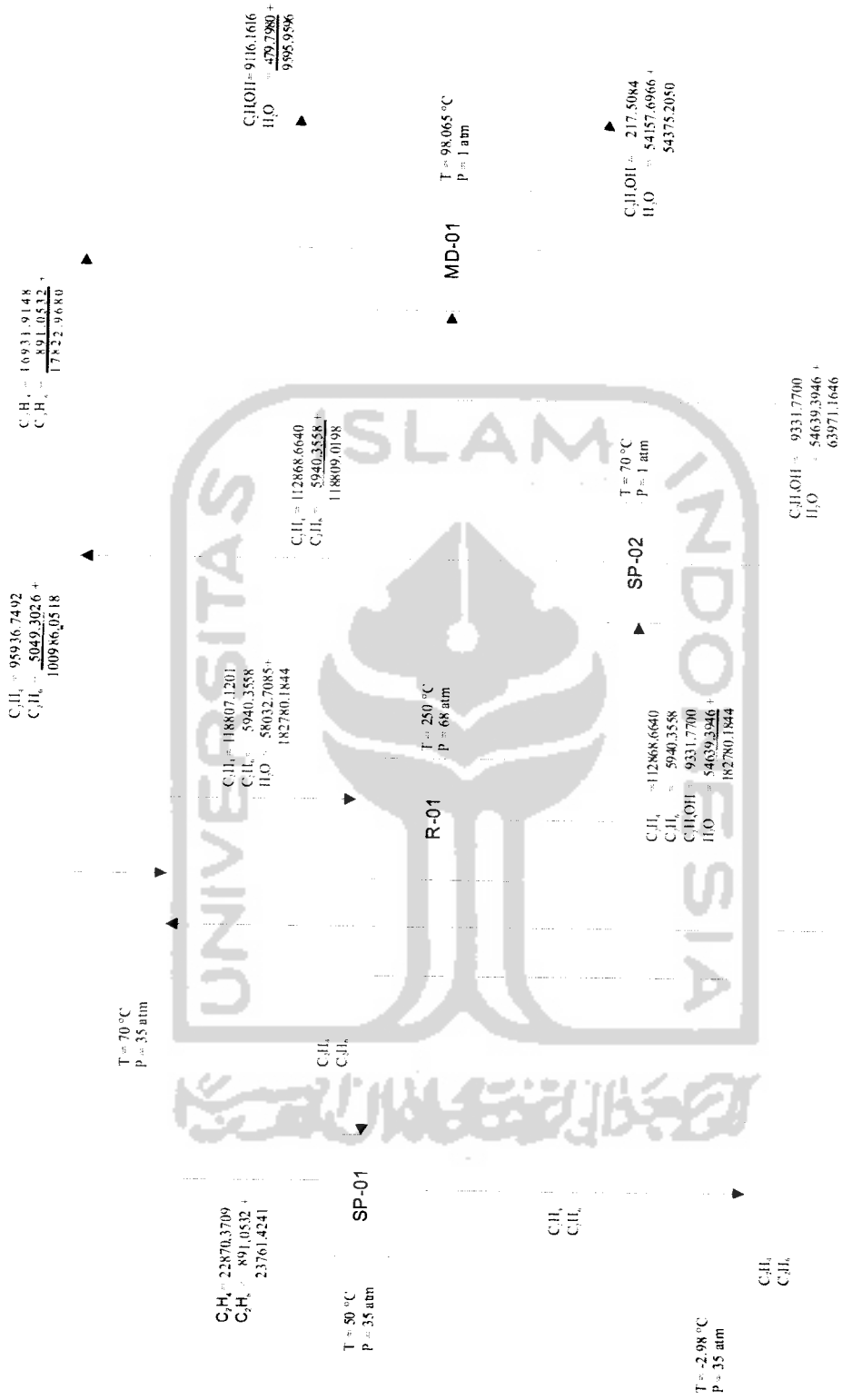
konversi kesetimbangan akan naik. Tekanan operasi dipilih 68 atm karena konversi reaksi yang dicapai sudah cukup tinggi. Selain faktor diatas pemilihan tekanan reaksi juga dipengaruhi oleh faktor keamanan dan material konstruksi dari reaktor.

#### *Pengaruh perbandingan mol reaktan*

Jumlah reaktan dipilih eksek terhadap ethylene : steam = 1.3 : 1. kondisi ini dipilih sesuai dengan azas Le Chatelier bahwa jika jumlah mol sebelah kiri ditambah maka keseimbangan akan bergeser ke kanan, sehingga untuk memperbesar konversi maka digunakan pereaktan yang akses. Penentuan jumlah mol reaktan ini dipengaruhi pula oleh pembentukan reaksi samping, apabila akses reaktan terlalu besar maka akan terbentuk produk samping yang tidak dikehendaki.



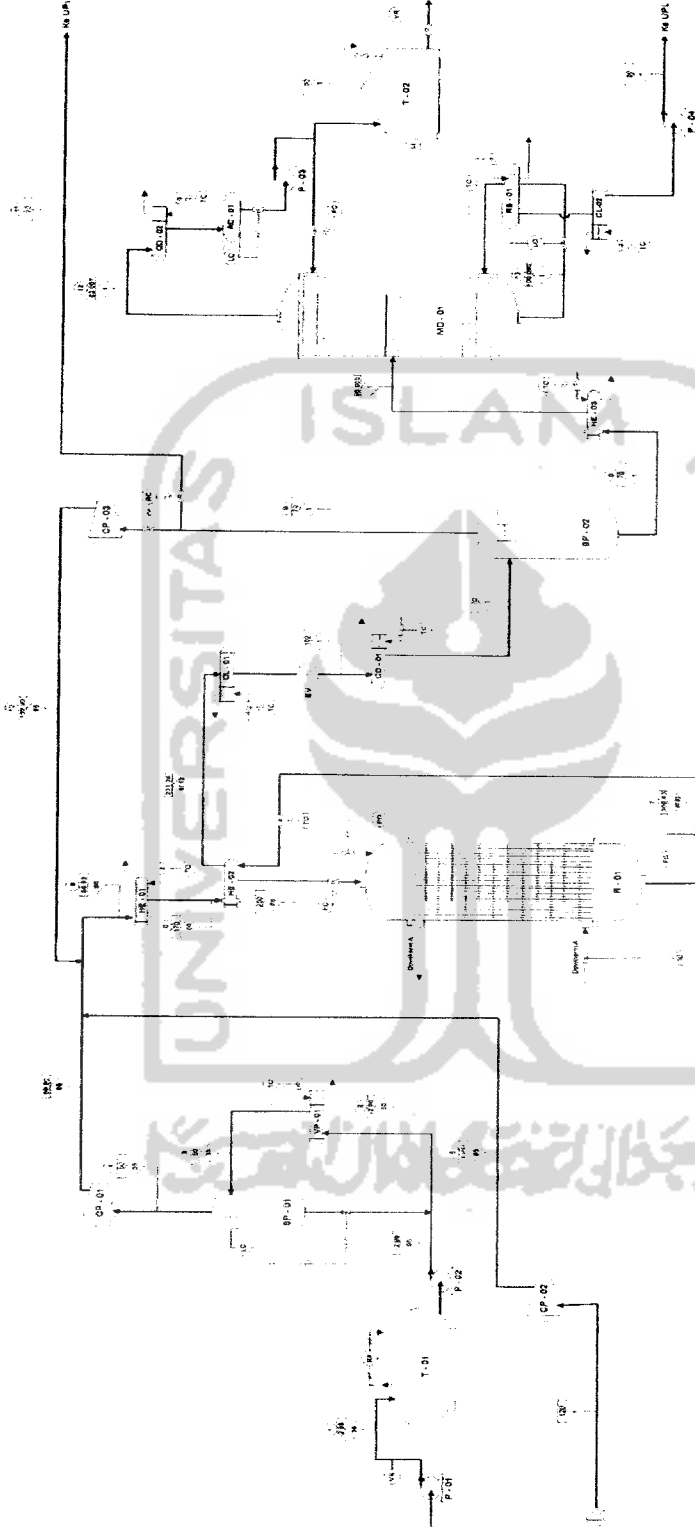
Gambar 2.1. Gambar Diagram Kualitatif

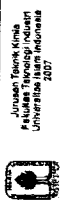


Gambar 2.2. Gambar Diagram Kualitatif



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK ETHANOL DARI ETHYLENE DAN AIR**  
**KAPASITAS PRODUKSI: 76.000 TON/TAHUN**





Jurusan Teknik Kimia  
 Fakultas Teknologi Industri  
 Universitas Islam Indonesia  
 P. 04

Process Engineering Flow Diagram  
 PRARANCANGAN PABRIK ETHANOL DARI ETHYLENE DAN AIR  
 KAPASITAS PRODUKSI 76.000 TON/TAHUN

Kategori	
AC	Reactor
CC	Distillation
CD	Condenser
CF	Flow Controller
CL	Level Indicator
CP	Pressure Controller
CV	Pressure Control Valve
BE	Heat Exchanger
MD	Mixing Drum
P	Pump
R	Reboiler
RP	Reboiler
RP	Reboiler
T	Trough
VP	Vaporizer
VR	Vacuum Receiver
	No. Alat, kg/m <sup>3</sup>
	Temperature, °C
	Trasparansi, mm

No. Alat	Komponen	No. Alat (kg/m <sup>3</sup> )													
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
22870.2709	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	8977.8636	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344	22748.2344
891.0333	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	305.6040	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573	1180.6573
	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH														
	H <sub>2</sub> O														
23761.0241	Tump	10193.4670	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617	33844.8617

Dibuat oleh  
**ANGGUN RIALHAMI** 03.821.097  
**SHARI ROSALINDA** 03.821.117  
 Dosen Pembimbing  
**Agus Taufik M. Sc**  
**Nurul Bilqis Fatmahan B.T**

## BAB III

### METODE PERANCANGAN

#### 3.1. Langkah Proses

Pada proses pembuatan ethanol dari ethylene yang merupakan proses hidrasi ethylene fase gas, dibagi dalam tiga tahap, yaitu :

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan ethanol
3. Tahap pemisahan

##### 1. Tahap persiapan bahan baku

Tahap penyiapan bahan baku dimaksudkan untuk :

- Menguapkan ethylene dengan vaporizer yang dioperasikan pada tekanan 35 atm menggunakan hot water dengan suhu  $100^{\circ}\text{C}$  sebagai pemanas.
- Menaikkan uap ethylene yang diperoleh dari vaporizer dengan menggunakan compresor hingga mencapai 68 atm.
- Memanaskan uap ethylene dan steam dari unit utilitas sehingga mencapai suhu  $170^{\circ}\text{C}$  dalam HE-01 dengan menggunakan steam jenuh dengan suhu  $300^{\circ}\text{C}$ .

- Memanaskan kembali ethylene dan steam yang keluar dari HE-01 ke HE-02 dengan pemanas gas keluar dari reaktor dengan suhu 306.63 °C.

Mula-mula ethylene cair yang disimpan pada tekanan 35 atm dan suhu  $-2,98$  °C, dari tangki penyimpanan (T-01) ethylene dialirkan dengan pompa (P-02) ke vaporizer (VP-01) yang beroperasi pada tekanan 35 atm, untuk menguapkan ethylene. Pemanas yang digunakan untuk proses ini adalah hot water. Uap ethylene yang keluar dari vaporizer pada suhu 50 °C, dan dilanjutkan menuju kompresor (CP-01) untuk menaikkan tekanannya 68 atm, kemudian dialirkan menuju (HE-01) dan dilanjutkan menuju (HE-02) untuk mendapatkan suhu 250 °C.

Steam yang diperlukan sebagai bahan baku diambil dari unit utilitas. Dari unit utilitas, steam ini dialirkan menuju (HE-01) kemudian menuju (HE-02) disatukan dengan aliran ethylene segar maupun aliran ethylene recycle. Didalam (HE-01) aliran gas ini dipanaskan sampai 170 °C dengan menggunakan pemanas steam jenuh yang suhunya 300 °C, kemudian aliran gas tersebut dialirkan menuju (HE-02) dengan menggunakan pemanas, pemanasnya yaitu gas yang keluar dari reaktor dengan suhu 306.63 °C. sehingga suhu aliran gas yang keluar dari (HE-02) yaitu 250 °C.

Untuk katalis tidak dilakukan langkah-langkah penyiapan karena langsung dimasukkan kedalam tube-tube reaktor.

## **2. Tahap Pembuatan Ethanol**

Tahap pembuatan ethanol dimaksudkan untuk menghidrasi ethylene dengan air sehingga diperoleh ethanol dalam suatu reaktor fixed bed multitube (R-01). Gas keluar pada temperatur  $306.63\text{ }^{\circ}\text{C}$  dengan tekanan  $67.93\text{atm}$ . Dalam reaktor reaktan melewati pipa-pipa yang berisi katalis asam phospat. Katalis ini ditempatkan pada tube-tube yang disusun secara paralel. Reaksi yang terjadi dalam reaktor ini berlangsung secara eksotermis, sehingga untuk menjaga temperaturnya diperlukan pendingin, dalam hal ini dowtherm A.

## **3. Tahap Pemisahan**

Tahap pemisahan dilakukan untuk memisahkan ethanol dari campuran gas yang keluar dari reaktor, sehingga diperoleh produk dengan kemurnian tertentu. Campuran gas keluar reaktor diturunkan suhu dengan menggunakan cooler (CL-01). Gas yang keluar dari cooler dimasukkan dalam condenser partial (CD-01) untuk mengembunkan ethanol dari suhu keluar cooler (CL-01) ( $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) menjadi  $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ . kemudian menuju separator yang fungsinya untuk memisahkan fase uap dan fase cair. Hasil atas berupa fase uap dan akan direcycle kembali menuju (HE-01) sedangkan hasil bawahnya berupa fase cair yang akan dialirkan menuju

(HE-03). (HE-03) mempunyai tugas untuk memanaskan kembali hasil bawah separator sebagai umpan ke menara distilasi (MD-01). Suhu keluar Separator yaitu  $70^{\circ}\text{C}$  dan suhu umpan (MD-01) yaitu  $98.065^{\circ}\text{C}$ . di dalam (MD-01) air dan ethanol dipisahkan, ethanol akan naik keatas sedangkan air akan ke bawah. Hasil atas terdiri dari ethanol dan air, tetapi perbandingan air sangat kecil dibandingkan dengan ethanol lalu masuk ke kondenser (CD-02) supaya ethanol mengembun. Kemudian masuk ke tangki accumulator (AC-01) sebagai tangki sementara untuk ethanol dan air dan dialirkan oleh pompa (P-03) menuju tangki penyimpanan ethanol (T-02).

### **3.2. Penentuan Kapasitas**

Prediksi konsumsi ethanol di Indonesia selalu mengalami kenaikan yang berarti. Hal ini berhubungan erat dengan perkembangan sektor industri, penggunaan ethanol baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu. Kapasitas rancangan ditetapkan 76.000 ton/tahun, waktu operasi 330 hari/tahun. Dengan pertimbangan sebagian untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian sebagai komoditi ekspor karena konsumsi dunia masih cukup besar dan selalu mengalami kenaikan.

### 3.3. Neraca Massa

Kapasitas : 76.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun

Basis : 1 jam

#### 1. Neraca Massa di sekitar Reaktor

Komponen	Input	Output
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	118.807,1201	112.868,6640
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5.940,3558	5.940,3558
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-	9.331,7700
H <sub>2</sub> O	118.807,1201	54.639,3946
Total	182.780,1844	182.780,1844

Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor

#### 2. Neraca Massa disekitar Separator-02

Komponen	Input	Output	
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	112.868,6640	112.868,6640	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5.940,3558	5.940,3558	-
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9.331,7700	-	9.331,7700
H <sub>2</sub> O	54.639,3946	-	54.639,3946
Total	182.780,1844	182.780,1844	

Tabel 3.2 Neraca Massa Separator-02

3. Neraca Massa disekitar Menara Distilasi

Komponen	Input	Output	
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	54.639,3946	479,7980	54.157,6966
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9.331,7700	9.116,1616	217,5084
Total	63.971,1646	63.971,1646	

Tabel 3.3 Neraca Massa Menara Distilasi

4. Neraca Massa disekitar Recycle

Komponen	Input	Output	
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	112.868,6640	95.936,7492	16.931,9148
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5.940,3558	5.049,3026	891,0532
Total	118.809,0198	118.809,0198	

Tabel 3.4 Neraca Massa Recycle

### 3.4. Neraca Panas

#### 1. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk, cal/mol <sup>0</sup> K	Keluar, cal/mol <sup>0</sup> K
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	34.774,4325	35.300,6909
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2.004,9354	2.155,6535
H <sub>2</sub> O	14.314,3369	39.732,8861
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-	2.673,9611
Dowtherm A	10.033,5219	12.286,9370
Q Reaksi	11.130,4971	-
Q Loss	19.892,4047	-
Total	92.150,1286	92.150,1286

Tabel 3.5 Neraca Panas Reaktor

#### 2. Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	996829,4689	880.983,6768
H <sub>2</sub> O	6.734.787,0634	6.835.060,2477
Beban panas	7.586.330.8815	7.601.903,4893
Total	15.317.947,4138	15.317.947,4138

Tabel 3.6 Neraca Panas Menara Distilasi



3. Neraca panas Condenser - 01

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	20.621.242,5330	9.912.572,8115
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.238.474,8984	590.550,3167
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	1.534.233,7262	737.649,5229
H <sub>2</sub> O	9.546.935,4102	5.246.580,7813
Beban panas	-	16.453.533,14
Total	32.940.886,5678	32.940.886,5678

Tabel 3.7 Neraca Panas Condenser - 01

4. Neraca panas Condenser - 02

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	808.102,3440	399.266,9192
H <sub>2</sub> O	50.706,3497	27.753,2548
Beban panas	-	431.788,5198
Total	858.808,6937	858.808,6937

Tabel 3.8 Neraca Panas Condenser - 02

5. Neraca Panas Cooler - 01

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	33.556.088,5360	20.621.242,5330
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2.032.947,8047	1.238.474,8984
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	2.499.468,6520	1.534.233,7262
H <sub>2</sub> O	14.060.286,3345	9.546.935,4102
Beban panas	-	19.207.904,76
Total	52.148.791,3271	52.148.791,3271

Tabel 3.9 Neraca Panas Cooler - 01

6. Neraca Panas HE - 01

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	13.087.778,3546	24.895.207,7477
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	742.196,5456	1.423.433,6901
H <sub>2</sub> O	6726260,1549	11.312.543,9215
Beban panas	17.074.950,3	-
Total	37.631.185,3593	37.631.185,3593

Tabel 3.10 Neraca Panas HE - 01

### 3.5. Spesifikasi Alat Proses

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

Fungsi : Menghidrasi ethylene sebanyak 118807,1201 kg/jam dengan air sebanyak 58032,7085 kg/jam sehingga diperoleh ethanol sebanyak 9331,7700 kg/jam. Dengan bantuan katalis asam phospat ( $H_3PO_4$ ).

Type : Reaktor Fixed Bed Multitube

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

▪ Tekanan : 68 atm

▪ Suhu : 250 °C.

Dimensi

▪ Diameter : 4,01 m

▪ Tinggi : 21,5363 m

▪ Volume : 225,9698 m<sup>3</sup>

▪ Jumlah pipa : 4000

▪ Tebal shell : 0,2517 in

▪ Tebal head : 0,4289 in

Tube

▪ Panjang : 941 cm

▪ Diameter luar : 4,825 cm

▪ Diameter dalam : 4,0894 cm

Pendingin

▪ Jenis : Dowtherm A

▪ Suhu masuk : 250 °C

▪ Suhu keluar : 306,63 °C

Katalisator

▪ Bentuk : Silinder

▪ Diameter : 0,4544 cm

▪ Bulk density : 0,2 gr/cm<sup>3</sup>

Bahan Reaktor : Carbon Steels SA – 285 Grade C

Harga : \$ 168939.7823

### 3.5.2. Tangki penyimpanan (T –01)

Fungsi : Penampung bahan baku ethylene untuk persediaan 30 hari

Tipe : Silinder horizontal dengan head ellipzoidal

Bahan : Carbon Steel SA – 212 Grade B, Double Welded Butt  
Joint

Jumlah : 5 buah

Kondisi operasi

▪ Suhu : -2,98 °C

- Tekanan : 35 atm
- Kapasitas : 17108225,4 kg
- Ukuran alat
- Diameter : 9 ft
- Panjang : 82.59278713 ft
- Tebal shell : 2,5 in
- Tebal head : 2,5 in
- Harga : \$ 2612544.687

### 3.5.3. Tangki Penyimpanan-02 (T-02)

- Fungsi : Menampung produk ethanol selama 7 hari
- Tipe : Silinder vertical
- Bahan : Carbon Steels SA 283 Grade C, Double Welded Butt Joint
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi
- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Kapasitas : 1612121,2 kg
- Ukuran alat
- Tebal head : 0,25 in
- Tebal shell : 0,35 in

- Panjang : 3,269305 m
- Harga : \$ 870848.2291

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

- Fungsi : Memisahkan ethanol dan air berdasarkan perbedaan titik didihnya dengan distilat sebanyak 9116,1616 kg/jam dan bottom sebanyak 217,5084 kg/jam.
- Tipe : Sieve plate distillation tower
- Bahan : Carbon steel SA-178 Grade C
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi
- Puncak Menara P : 1 atm  
T : 82,065 °C
- Dasar Menara P : 1 atm  
T : 100,095 °C
- Umpan Menara P : 1 atm  
T : 98,65 °C
- Dimensi Menara
- Diameter Atas : 2,0681 m

- Diameter Bawah : 0,5918 m
- Jumlah Tray : 36
- Tray Spacing : 18 in
- Tinggi Kolom : 19,502 m
- Tebal Head : 0,1889 in
- Tinggi Head : 0,611 m
- Harga : \$ 426635.3397

### 3.5.5. Separator -01 (SP-01)

- Fungsi : Memisahkan impurities berdasarkan perbedaan fase dengan waktu tinggal 2 menit
- Type : Vertikal Drum Separator
- Bahan : Carbon Steels SA-283 Grade C
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi
- Suhu : 50 °C
  - Tekanan : 35 atm
- Ukuran Alat
- Diameter : 1,9488 m
  - Tebal : 0,35 in
  - Panjang : 5,3890 m

- Tinggi Tangki : 6,4802 m
- Harga : \$ 14756.46139

### 3.5.6. Separator – 02 (SP-02)

- Fungsi : Memisahkan ethanol dan etilen dengan waktu tinggal 2 menit.
- Type : Vertikal Drum Separator
- Bahan : Carbon Steels SA-283 Grade C
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi
- Suhu : 70 °C
  - Tekanan : 1 atm
- Ukuran Alat
- Diameter : 3,1220 m
  - Tebal : 0,1875 in
  - Panjang : 8,9087 m
  - Tinggi Tangki : 10,5808 m
- Harga : \$ 11501.35962



### 3.5.7. Vaporizer-01 (VP-01)

Fungsi	: Merubah fase umpan dari cair ke uap sebesar 17865,7325 kg/jam pada suhu 50 °C sebelum masuk reaktor
Type	: Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
▪ Suhu masuk	: -2,98 °C
▪ Suhu Keluar	: 50 °C
▪ Tekanan	: 35 atm
Ukuran Alat	
Shell Side	
▪ ID	: 13,25 in
▪ Baffle Space	: 6,625 in
▪ Pass	: 1
Tube Side	
▪ OD	: 0,75 in
▪ Pass	: 2
Harga	: \$ 21917.68531

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

Fungsi	: Menampung sementara kondensat dari condenser sebesar 9595,9596 kg/jam sebelum dikembalikan lagi ke menara distilasi.
Type	: Tangki silinder horizontal
Bahan	: Baja Stainless Steel SA Grade B, Tipe 304, komposisi 12 % Cr dan 8 % Ni.
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
▪ Suhu Operasi	: 82,067 °C
▪ Tekanan	: 1 atm
▪ Waktu tinggal	: 15 menit
Ukuran Alat	
▪ Diameter Tangki	: 1,47161 m
▪ Panjang Tangki	: 1,7621 m
▪ Tebal Tangki	: 0,125 in
Harga	: \$ 63908.49825

### 3.5.9. Reboiler-01 (RB-01)

Fungsi	: Menguapkan hasil bawah menara distilasi sebesar 54375,2050 kg/jam dari 100,095 °C – 115 °C
Tipe	: Kettle Reboiler
Bahan	: Stainless steel
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
Beban Panas	: 210451,8 Btu/jam
Luas Transfer Panas	: 99,37401 ft <sup>2</sup>
Ukuran Alat	
Tube side	
▪ OD	: 0,75 in
▪ ID	: 0,532 in
▪ Pass	: 2
Shell side	
▪ Baffle Space	: 8,625 in
▪ ID	: 17,25 in
▪ Pass	: 1
Harga	: \$ 14973.46818

### 3.5.10. Condenser – 01 (CD-01)

Fungsi	: Mengembunkan campuran yang keluar dari cooler-01 sebesar 182780,1844 kg/jam pada suhu 70 °C
Type	: Shell and Tube Condenser Vertikal
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
▪ Beban Panas	: 31261747,35 Btu/jam
▪ Luas Transfer Panas	: 1136,828302 ft <sup>2</sup>
Ukuran Alat	
Tube side	
▪ OD	: 0,75 in
▪ ID	: 0,532 in
▪ Pass	: 2
Shell side	
▪ ID	: 25 in
▪ Pass	: 1
▪ Baffle Space	: 12,5 in
Harga	: \$ 53926.18613

### 3.5.11. Condenser-02 (CD-02)

Fungsi	: Mengembunkan hasil atas menara distilasi sebesar 9595,9596 kg/jam pada suhu 30 °C
Type	: Shell and Tube Condenser Vertikal
Bahan	: Carbon steel
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
▪ Beban panas	: 857374,0997 Btu/jam
▪ Luas Transfer Panas	: 91,23195015 ft <sup>2</sup>
Ukuran Alat	
Tube side	
▪ OD	: 0,75 in
▪ ID	: 0,782 in
▪ Pass	: 2
Shell side	
▪ Baffle Space	: 6 in
▪ ID	: 12 in
▪ Pass	: 1
Harga	: \$ 41231.28919

### 3.5.12. Compressor – 01 (CP-01)

Fungsi	: Menaikkan tekanan gas ethilen pada hasil atas separator- 01 dari 35 atm menjadi 68 atm
Jenis	: Centrifugal multistage compressor
Jumlah stage	: 2 stage
Kondisi Operasi	
▪ P masuk	: 35 atm
▪ T masuk	: 50 °C
▪ P keluar	: 68 atm
▪ T keluar	: 50 °C
Power kompresor	: 89 Hp
Harga	: \$ 1808534.548

### 3.5.13. Compressor-02 (CP-02)

Fungsi	: Menaikkan tekanan steam sebesar 58032,7085 kg/jam dari 1 atm menjadi 68 atm
Jenis	: Centrifugal multistage compressor
Jumlah stage	: 3 stage
Kondisi Operasi	
▪ P masuk	: 1 atm
▪ T masuk	: 120 °C

▪ P keluar	: 68 atm
▪ T keluar	: 120 °C
Power kompresor	: 1372,0820 Hp
Harga	: \$ 543276.4868

#### 3.5.14. Compressor-03 (CP-03)

Fungsi	: Menaikkan tekanan gas ethilen pada hasil atas separator-02 dari 1 atm menjadi 68 atm sebesar 100986,0518 kg/jam
Jenis	: Sentrifugal multistage compressor
Jumlah stage	: 4 stage
Kondisi Operasi	
▪ P masuk	: 1 atm
▪ T masuk	: 70 °C
▪ P keluar	: 68 atm
▪ T keluar	: 70 °C
Power kompresor	: 842,52 Hp
Harga	: \$ 1064418.281

### 3.5.15. Cooler –01 (CL-01)

Fungsi	: Mendinginkan hasil bawah reaktor sebesar 182780,1844 kg/jam pada suhu 150 °C
Jenis	: Shell and Tube
Kondisi Operasi	
▪ Suhu masuk	: 231,3417 <sup>0</sup> C
▪ Suhu keluar	: 150 °C
▪ Tekanan	: 67,97atm
Tube side	
▪ ID	: 1,25 in
▪ OD	: 0,75 in
▪ Pass	: 2
Sheel side	
▪ ID	: 21,25 in
▪ Baffle Space	: 10,625 in
▪ Pass	: 1
Harga	: \$ 66295.57288



7. Neraca Panas HE – 02

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	24.895.695,6961	38.961.874,3830
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.423.461,5890	2.247.303,7156
H <sub>2</sub> O	11.312.765,6585	16.140.782,3453
Beban panas	19.718.037,5	-
Total	57.349.960,4439	57.349.960,4439

Tabel 3.11 Neraca Panas HE - 02

8. Neraca Panas HE - 03

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	737.649,5263	996.203,1120
H <sub>2</sub> O	5.246.580,7785	6.731.315,6671
Beban Panas	1.743.288,474	-
Total	7.727.518,7791	7.727.518,7791

Tabel 3.12 Neraca Panas HE - 03

### 9. Neraca Panas Reboiler

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	18.784,6904	22.908,9125
H <sub>2</sub> O	3.590.334,2802	4.220.619,3821
Beban Panas	634.409,324	-
Total	4.243.528,2947	4.243.528,2947

Tabel 3.13 Neraca Panas Reboiler

### 10. Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Masuk, Btu/jam	Keluar, Btu/jam
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	682.123,1685	2.210.143,1406
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	28.038,2055	91.240,6692
Beban panas	1.591.222,436	-
Total	2.301.383,8098	2.301.383,8098

Tabel 3.14 Neraca Panas Vaporizer

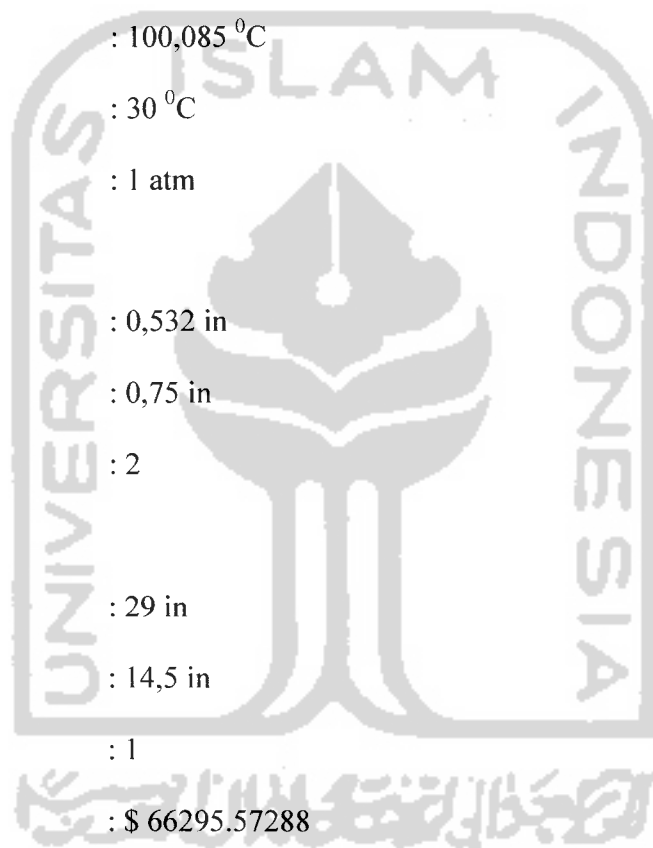
### 3.5.16. Cooler -02 (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah menara distilasi sebesar  
28619,5289 kg/jam pada suhu 30 °C

Jenis : Shell and Tube

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 100,085 °C
- Suhu keluar : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Tube side
- ID : 0,532 in
- OD : 0,75 in
- Pass : 2
- Shell side
- ID : 29 in
- Baffle Space : 14,5 in
- Pass : 1
- Harga : \$ 66295.57288



### 3.5.17. Heat Exchanger-03 (HE-03)

Fungsi : Memanaskan umpan yang keluar dari separator  
sebesar 63971,1646 kg/jam pada suhu 98°C.

Jenis : Shell and Tube HE

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 70 °C
- Suhu keluar : 98,065 °C
- Tekanan : 1 atm

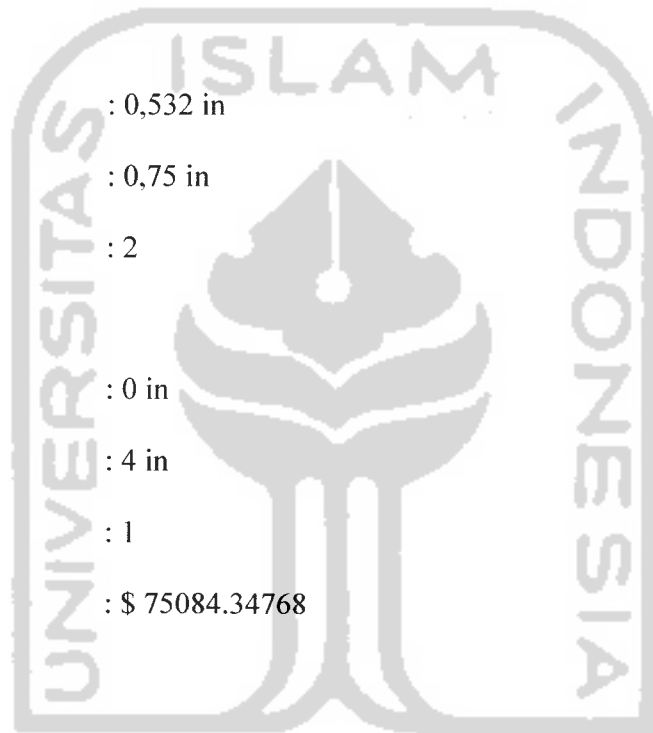
Tube side

- ID : 0,532 in
- OD : 0,75 in
- Pass : 2

Sheel side

- ID : 0 in
- Baffle Space : 4 in
- Pass : 1

Harga : \$ 75084.34768



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

Fungsi : Memanaskan umpan yang keluar dari separator sebesar 182780,1844 kg/jam pada suhu 170 °C.

Tipe : Shell and Tube Pipe HE

Bahan : Stainless steel

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

▪ Suhu : 170 °C

▪ Tekanan : 68 atm

Tube side

▪ OD : 0,75 in

▪ ID : 0,53 in

▪ Pass : 2

Sheel side

▪ ID : 15,25 in

▪ Pass : 1

▪ Baffle Space : 7,625 in

Harga : \$ 71069.72216

### 3.5.19. Heat Exchanger-02 (HE-02)

▪ Fungsi : Memanaskan umpan yang keluar dari separator sebesar 182780,1844 kg/jam pada suhu 250 °C

Tipe : Plate and frame HE

Bahan : Stainless steel

Jumlah : 1 buah

### Kondisi Operasi

- Suhu : 250 °C
- Tekanan : 68 atm

#### Tube side

- OD : 0,75 in

- ID : 0,302 in

- Pass : 1

#### Shell side

- ID : 37 in

- Pass : 1

- Buffle Space : 18,5 in

- Harga : \$ 73456.79679

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

Fungsi : Mengalirkan bahan baku etilen dari produsen ke tangki penyimpanan bahan baku sebesar 23761,4241 kg/jam

Tipe : Centrifugal pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 23761,4241 kg/jam

Kondisi Operasi

- Suhu : -2,98 °C
- Tekanan : 35 atm

Tenaga pompa : 0,591 Hp

Daya motor : 0,4728 Hp

Pipa

- OD : 4,5 in
- ID : 4,026 in
- Schedule Number : 40

Harga : \$ 13020.40711

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

Fungsi : Mengalirkan bahan baku etilen dari tangki penyimpanan bahan baku ke vaporizer sebesar 23761,4241 kg/jam

Tipe : Centrifugal pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 23761,4241 kg/jam

Kondisi Operasi

- Suhu : -2,98 °C

- Tekanan : 35 atm
- Tenaga pompa : 0,6590 Hp
- Daya motor : 0,5272 Hp
- Pipa
- OD : 4,5 in
- ID : 4,026 in
- Schedule Number : 40
- Harga : \$ 12586.39354

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

- Fungsi : Mengalirkan etanol sebesar 9595,9596 kg/jam dari condenser 02 ke cooler 02
- Tipe : Centrifugal pump
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 9595,9596 kg/jam
- Kondisi Operasi
- Suhu : 82,065 °C
- Tekanan : 1 atm
- Tenaga pompa : 0,4713 Hp
- Daya motor : 0,3770 Hp



Pipa

- OD : 2,88 in
- ID : 2,323 in
- Schedule Number : 40

Harga : \$ 11392.85622

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

Fungsi : Mengalirkan air sebesar 54375,2050 kg/jam dari reboiler ke UPL

Tipe : Centrifugal pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 15357,081 kg/jam

Kondisi Operasi

- Suhu : 99,065 °C
- Tekanan : 1 atm

Tenaga pompa : 0,2601 Hp

Daya motor : 0,2081 Hp

Pipa

- OD : 8,625 in
- ID : 7,981 in

- Schedule Number : 40
- Harga : \$ 13345.91729

### 3.5.24. Expander Valve-01 (EV-01)

- Fungsi : Menurunkan tekanan yang keluar dari reaktor 68  
atm menjadi 1 atm
- Jenis : Expander Valve
- Kondisi operasi
- Suhu : 150 °C
  - Tekanan masuk : 68 atm
  - Tekanan keluar : 1 atm
- Diameter
- ID : 6,065 in
  - OD : 6,625 in
  - IPS : 6 in
  - Schedule Number : 40 in
  - At : 0,2007 ft<sup>2</sup>
- Harga : \$ 51973.12506

## BAB IV

### PERUSAHAAN

#### 4.1. Bentuk Perusahaan

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

- 1) Perusahaan perorangan, modal dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan.
- 2) Persekutuan firma, modal dikumpulkan dari dua orang atau lebih, tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akte notaris.
- 3) Persekutuan Komanditer (*CV / Commanditaire Veenootshaps*) terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masing berperan sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).
- 4) Perseroan Terbatas, persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada prarancangan pabrik ethanol dari ethylene dan air adalah perseroan terbatas (PT). PT merupakan bentuk

perusahaan yang mendapatkan modal dari penjualan sahamnya dan tiap pemegang saham mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih.

Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan perusahaan atau PT tersebut. Orang yang memiliki saham berarti telah menyetor modal ke perusahaan dan berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap- tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk PT ini berdasarkan pada beberapa faktor, antara lain:

- 1) Mudah mendapat modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya dan karyawan perusahaan.
- 5) Efisiensi manajemen

Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi, seperti direktur utama.

6) Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

Ciri –ciri PT adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang.
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

#### 4.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan.

Terdapat beberapa macam struktur organisasi antara lain:

a. Struktur Organisasi Line

Di dalam struktur ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan-tingkatan manajerial. Individu-individu dalam departemen-departemen melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap orang mempunyai hubungan pelaporan hanya dengan satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

b. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Bila dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

c. Struktur Organisasi Line dan Staff

Staf merupakan individu atau kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu mencapai tujuan organisasi dengan lebih efektif.

Maka struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staf pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sangat jelas. Sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidang tertentu. Staf ahli akan memberikan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direksi utama yang dibantu oleh direksi produksi serta direksi keuangan dan umum. Direksi produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan direksi

keuangan dan umum membawahi bidang keuangan dan umum. Direksi ini membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada kapala pengawas pada masing-masing seksi.

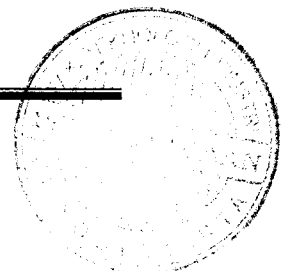
Manfaat adanya struktur organisasi adalah:

1. Persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain lebih jelas.
2. Penempatan pegawai lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan lebih terarah.
4. Turut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

#### **4.3. Tugas dan Wewenang**

##### **4.3.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemegang saham ini adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah Rapat Umum Pemegang





Saham yang biasanya dilakukan setahun sekali. Pada rapat tersebut, para pemegang saham bertugas untuk:

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

#### **4.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris diangkat pemegang saham dalam Rapat Umum. Dewan komisaris yang dipimpin komisaris utama merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dewan komisaris:

1. Menilai dan menyetujui rencana dewan direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas-tugas dewan direksi.
3. Membantu dewan direksi dalam hal-hal yang penting.
4. Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

#### **4.3.3. Dewan Direksi**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap kemajuan perusahaan.

Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala

tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direksi yang terdiri direktur utama, direktur produksi dan direktur keuangan dan umum minimal lulusan sarjana yang telah berpengalaman dibidangnya.

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

Tugas direktur utama antara lain:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pada Rapat Umum Pemegang Saham.
- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
- Mengkoordinasi kerja sama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur produksi antara lain:

- Bertanggung jawab pada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepada bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:

- Bertanggungjawab pada direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### 4.3.4. Staff Ahli

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

Tugas dan wewenang staff ahli :

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran dalam bidang hukum.

#### 4.3.5. 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 staf direktur

- Membuat laporan berkala pada kepala bagian produksi

## **2. Kepala Bagian Teknik**

Tugas kepala bagian teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian teknik membawahi :

### **A. Seksi Pemeliharaan**

Tugas seksi pemeliharaan :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

### **B. Seksi utilitas**

Tugas seksi utilitas :

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

#### D. Seksi komunikasi

Tugas seksi komunikasi :

- Menyelenggarakan semua sistem komunikasi di area pabrik.
- Menjalin hubungan dengan penyelenggara telekomunikasi pihak lain.

#### 6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

#### 4.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik ethanol ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian.

Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

##### 4.4.1. Karyawan tetap

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

#### 4.4.2. Karyawan harian

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

#### 4.4.3. Karyawan borongan

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

Tabel 4.1 Gaji Karyawan Pabrik per Bulan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur Utama	1	30.000.000	30.000.000
2	Direktur	1	20.000.000	20.000.000
3	Manajer	3	7.000.000	21.000.000
4	Sekretaris	4	1.500.000	6.000.000
5	Kepala Bagian	6	4.500.000	27.000.000
6	Kepala Seksi	10	3.500.000	35.000.000
7	Supervisor	5	2.500.000	12.500.000
8	Foremen	9	1.800.000	16.200.000
9	Staff	5	1.500.000	7.500.000
10	Operator	20	1.000.000	20.000.000

12	Perawat	2	700.000	1.400.000
13	Satpam	15	900.000	13.500.000
14	Pengemudi	8	500.000	4.000.000
15	Karyawan	70	700.000	49.000.000
16	Administrasi	15	600.000	9.000.000
17	Penjaga Gudang	6	400.000	2.400.000
Total		189	84.600.000	274.500.000

#### 4.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ethanol direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down, sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua bagian yaitu:

##### 4.5.1. Karyawan non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, dan bagian administrasi. Karyawan non shift ini bekerja selama 34 jam kerja selama satu minggu dengan perincian:

Hari Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 12.00 (jam kerja)

Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

---

Hari Jumat : Pukul 08.00 – 11.30 (jam kerja)  
Pukul 11.30 – 13.30 (istirahat)  
Pukul 13.30 – 16.00 (jam kerja)

#### **4.5.2. Karyawan shift**

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan keamanan produksi. Yang termasuk karyawan shift adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut :

Karyawan operasi

- Shift pagi : pukul 08.00 – 16.00
- Shift sore : pukul 16.00 – 24.00
- Shift malam : pukul 24.00 – 08.00

untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya.



Tabel 4.2 Jadwal Kerja untuk Setiap Regu

No	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan:

P = shift pagi

M = shift malam

S = shift siang

L = libur

#### 4.6. Pembagian Jabatan

1. Direktur utama : Sarjana Teknik Kimia (S-3)
2. Direktur : Sarjana Teknik Kimia (S-1)
3. Manajer : Sarjana Ekonomi (S-1)
4. Sekretaris : Sarjana Ekonomi (S-1)
5. Kepala Bagian : Sarjana Teknik (S-1)
6. Kepala Seksi : Sarjana Muda (S-1)
7. Supervisor : Sarjana Teknik (S-1)
8. Staff : Sarjana Muda (S-1) / D-3
9. Operator : Sarjana Muda (S-1)
10. Dokter : Sarjana Kedokteran (S1)

- 
11. Perawat : Akademi Perawat (D-3)  
12. Administrasi : Sarjana Ekonomi (S-1)  
13. Lain-lain : SD/SMP/Sederajat

#### 4.7. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif.

Tabel 4.3. Perincian jumlah karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur	1
3	Manajer	3
4	Sekretaris	4
5	Kepala Bagian	6
6	Kepala Seksi	10
7	Supervisor	5
8	Foremen	9
9	Staff	5
10	Operator	20
11	Dokter	1

12	Perawat	2
13	Satpam	15
14	Pengemudi	8
15	Karyawan	70
16	Administrasi	15
17	Penjaga Gudang	6
Total		189

#### 4.8. Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor untuk meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan dari karyawan. Kesejahteraan social yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa :

##### 1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

## 2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan selama 12 hari jam kerja dalam 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

## 3. Pakaian kerja

- Pakaian diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

## 4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

## 5. Asuransi

- Bagi karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai salah satu peserta asuransi seperti JAMSOSTEK.

## **4.9. Tata Letak Pabrik dan Peralatan**

### **4.9.1. Tata Letak Pabrik**

Tata letak merupakan suatu pengaturan yang optimal dari perangkat dan fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak sangatlah penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja dan keselamatan proses.

Untuk mendapatkan kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

1. Pabrik ethanol ini baru (bukan pengembangan) sehingga dalam penentuan lay out tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
2. Berdasarkan penggunaan ethanol yang terus meningkat dari tahun ke tahun sehingga pengembangan pabrik sangat dibutuhkan, untuk itu perlu ada areal perluasan pabrik.
3. Faktor keamanan terutama untuk bahaya kebakaran haruslah sangat diperhatikan. Maka dalam perancangan lay out selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber bahan yang mudah terbakar dan meledak. Mengelompokkan unit-unit proses yang satu dengan yang lainnya agar memudahkan penanganan lokasi bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.
4. Sistem konstruksi adalah out door untuk menekan biaya bangunan gedung. Jalannya proses tidak dipengaruhi perubahan musim.

Secara garis besar lay out dapat menjadi beberapa daerah utama yaitu:

- a. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol.  
Daerah administrasi merupakan pusat segala kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium dan ruang pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Daerah proses merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
- d. Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi.
- e. Daerah utilitas merupakan daerah dimana penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

#### **4.9.2. Tata Letak Peralatan**

Dalam menentukan tata letak peralatan proses pada pabrik ethanol ini ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengambilan bahan baku yang tepat akan memberikan keuntungan yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevansi pipa, untuk pipa diatas tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah perlu diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

## 2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan supaya berjalan lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja.

## 3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

## 4. Lalu lintas manusia

Dalam perencanaan lay out perlu diperhatikan, agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu juga diperhatikan.

## 5. Jarak antar proses

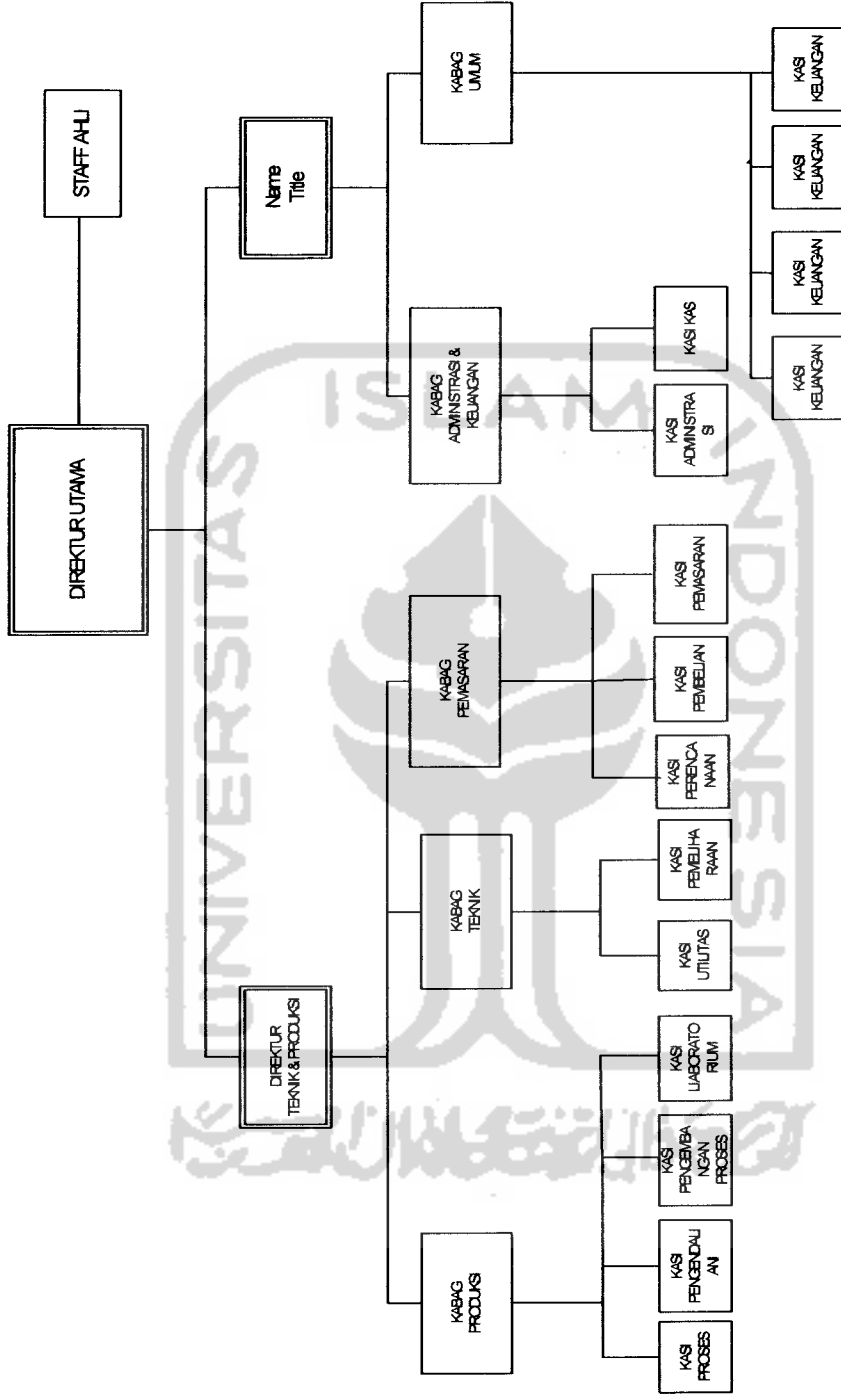
Untuk alat proses yang mempunyai temperatur dan tekanan operasi yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

#### 6. Pertimbangan ekonomi

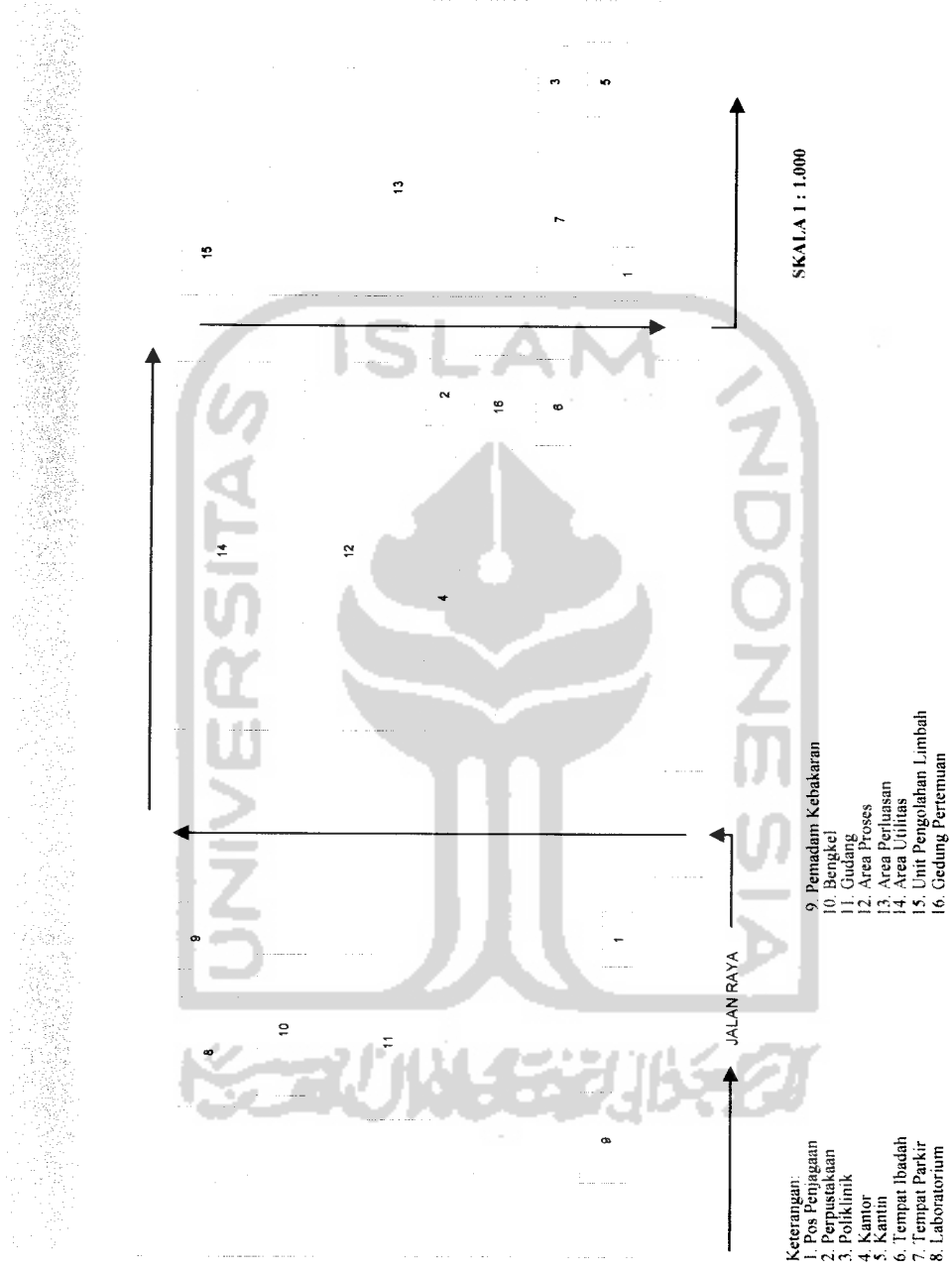
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga menguntungkan dari segi ekonomi.



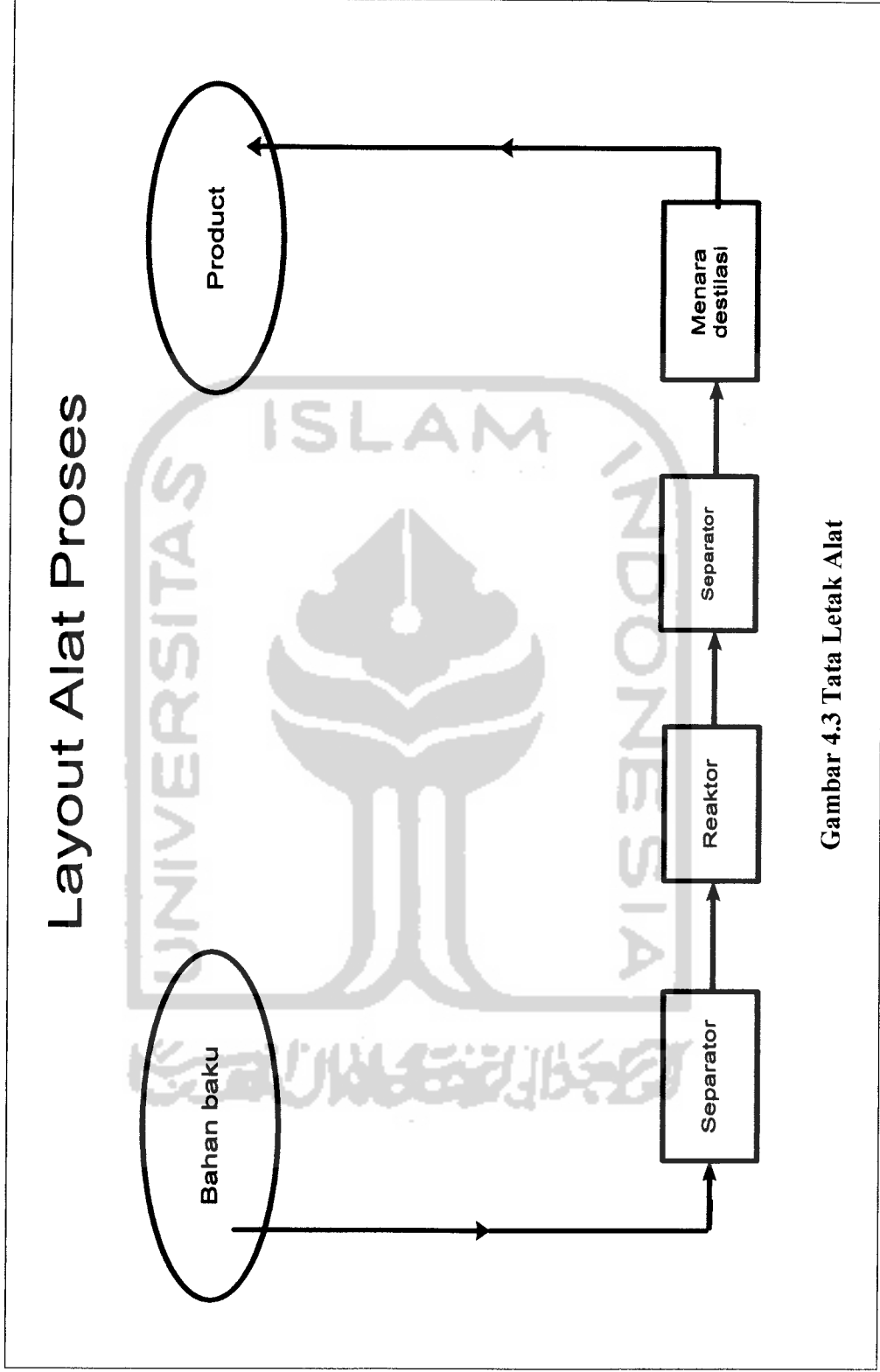




**Gambar 4.1. Struktur Organisasi Perusahaan**



**Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik**



Gambar 4.3 Tata Letak Alat

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

Utilitas adalah bagian penunjang produksi yang ada pada suatu pabrik untuk membantu dan mempertahankan kondisi operasi normal dan dapat dipakai untuk menunjang kebutuhan di luar pabrik baik secara langsung maupun tidak langsung. Unit- unit pendukung proses antara lain adalah unit: penyediaan air (air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler), steam, listrik, udara tekan, dan pengadaan bahan bakar.

**Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik ethanol adalah:**

##### **4.10.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Berfungsi sebagai air sanitasi, air untuk umpan boiler dan air pendingin. Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air.

Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan.

Dalam perancangan pabrik ethanol ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai Cikande. Pertimbangan digunakannya sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air karena pengolahannya relatif murah.

## A. Unit Penyediaan Air

Dalam pengembangan persediaan air bagi industri, jumlah dan mutu merupakan hal yang sangat penting. Penyediaan air pada pabrik etanol, meliputi air proses, air umpan boiler dan air sanitasi (air minum).

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik dipergunakan untuk :

### 1. Air Pendingin

Sumber air diambil dari sungai Cikande yang telah diolah sehingga memenuhi syarat sebagai air pendingin.

Pada umumnya dipergunakan air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- c. Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi.
- d. Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- a. Kerasadahan ( *hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.
- b. Besi, yang dapat menimbulkan korosi.
- c. Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya *film corrotion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

## 2. Air Umpan Boiler

Air yang digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimiawi. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- Zat – zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi di dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan – larutan asam dan gas – gas terlarut, seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$ .

- Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam – garam karbohidrat dan silikat.

- Zat yang dapat menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusukan terjadi pada alkalinitas tinggi.

### 3. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan.

Syarat air sanitasi meliputi :

a. Syarat fisik:

- Suhu di bawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia :

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

c. Syarat bakteriologis :

- Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri yang patogen.

Suatu system penyediaan air yang mampu menyediakan air dalam jumlah yang cukup merupakan hal yang penting bagi suatu industri.

Unsur-unsur yang membentuk suatu system penyediaan air meliputi :

1) Sumber-sumber penyediaan

Sumber-sumber air permukaan bagi penyediaan, misalnya sungai, danau, dan waduk atau sumber air tanah (sumur).

2) Sarana-sarana penampungan

Sarana-sarana yang dipergunakan untuk menampung air yang biasanya diletakkan pada atau dekat sumber penyediaannya.

3) Sarana-sarana penyaluran

Sarana-sarana untuk menyalurkan air dari penampungan ke sarana-sarana pengolahan.

4) Sarana-sarana pengolahan

Sarana-sarana yang dipergunakan untuk memperbaiki atau merubah mutu air.

5) Sarana-sarana pengolahan (dari pengolahan) penampungan sementara

Sarana-sarana untuk menyalurkan air yang sudah diolah ke sarana-sarana penampungan sementara serta ke satu atau beberapa titik distribusi.

6) Sarana-sarana distribusi

Sarana-sarana yang dipergunakan untuk membagi air ke masing-masing pemakai yang terkait didalam system.

Dalam perancangan pabrik etanol ini , sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Pertimbangan digunakannya air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

- a. Lokasi pendirian pabrik ini berada dekat dengan aliran sungai.
- b. Penggunaan air sungai yang merupakan air tawar, mempermudah dalam hal pengolahannya dan mengurangi gangguan korosi.



## B. Kebutuhan Air

### 1. Kebutuhan air untuk steam

Kebutuhan air untuk steam pada pabrik ethanol kapasitas 76.000 ton/tahun terdiri dari :

Untuk hidrasi ethylene di reaktor = 58.032,7085 kg/jam

- Pemanas di alat proses = 614.496,6410 kg/jam

Total kebutuhan air pembangkit steam = 672.529,3495 kg/jam

### 2. Kebutuhan air untuk pendingin

Peralatan yang menggunakan air pendingin adalah :

- Condenser – 01

- Condenser – 02

- Cooler – 01

- Cooler - 02

Total kebutuhan air untuk pendingin = 977.835,7245 kg/jam

Air make up = 0.5 x 977.835,7245 kg/jam

= 488.917,8623 kg/jam

### 3. Kebutuhan air untuk sanitasi

Dirancang untuk kebutuhan sanitasi 2000 kg/jam.

Total kebutuhan air untuk proses dan sanitasi = 1.163.447,2118 kg/jam

#### 4.11. Unit Pengadaan Steam

Unit ini digunakan untuk proses pemanasan pada heat exchanger, vaporizer, dan kolom distilasi. Steam pada pabrik ethanol digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat penukar panas. Untuk memproduksi steam digunakan boiler.

#### 4.12. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Unit ini berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan listrik bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

Pada perancangan pabrik ethanol kebutuhan tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan generator.

Kebutuhan listrik total sebesar 2.250,2629 Hp meliputi:

- Penggerak motor didalam proses = 2.246,5920 Hp
- Penggerak motor didalam utilitas = 303,6709 Hp
- Peralatan, penerangan dan AC

Untuk alat control = 1.020,1052 Hp

Untuk Penerangan = 1.275,1315 Hp

#### 4.13. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk boiler dan generator. Jenis generator yang digunakan adalah generator diesel dengan kapasitas 3600 kVA, 220V. Jumlah generator yang digunakan 1 buah. Bahan bakar yang digunakan yaitu solar dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Jenis bahan bakar : Minyak diesel oil dengan NHV
- *Heating value* : 19.430 Btu/lb
- Efisiensi bakar : 60%
- $\rho$  Minyak diesel oil : 0,9 kg/lt
- $\mu$  Minyak diesel oil : 1,2 cp

#### 4.14. Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi diseluruh area proses dan utilitas, dihasilkan dari kompresor dan didistribusikan melalui pipa-pipa

#### 4.15. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari seluruh area pabrik, sehingga air buangan pabrik tidak mencemari lingkungan.

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik ethanol antara lain adalah limbah buangan sanitasi, air berminyak dari pompa dan air sisa proses.

### **1. Unit Pengolahan Air Buangan Sanitasi**

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet dikawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan Lumpur aktif, aerasi, dan desinfektan Ca-hypochlorite.

### **2. Air Berminyak dari Pompa**

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke tungku pembakar, sedangkan air dibagian bawah dialirkan ke penampungan akhir, kemudian dibuang.

### **3. Air Sisa Proses**

Air buangan dari sanitasi dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dalam lumpur aktif, aerasi, dan injeksi chlorin yang berfungsi membunuh mikroorganisme yang menimbulkan penyakit. Sedangkan untuk limbah gas, dibuat cerobong yang tinggi supaya limbah gas langsung terbawa keatas bersama udara sehingga tidak mencemari lingkungan.

#### 4.16. Spesifikasi Alat Utilitas

##### 1. Bak Pengendap

Tugas : Menampung dan menyediakan air sungai  
untuk diolah serta mengendapkan kotoran  
dan lumpur kasar.

Volume bak	: 4.281,4895 m <sup>3</sup>
Jenis	: Bak Pengendap Persegi Panjang
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Beton cor
Waktu tinggal	: 3 jam
Dimensi bak	
Panjang	: 58,5251 m
Lebar	: 29,2626 m
Tinggi	: 8 m
Harga	: \$ 1000

##### 2. Bak Koagulan

Bak koagulan terdiri dari :

###### a. Tangki Pelarut Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> ( Soda abu )

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5%  
selama 24 jam ( 1 hari operasi ).

Type	: Tangki Silinder Tangki
Jumlah	: 1 buah
Volume larutan	: 11,1789 m <sup>3</sup>
Volume tangki	: 13,4147 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,5757 m
Tinggi	: 2,5757 m
Harga	: \$ 5425.17

**b. Tangki Larutan Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> ( Alum )**

Tugas	: Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% selama 24 jam ( 1 hari operasi ).
Type	: Tangki Silinder Tangki
Jumlah	: 1 buah
Volume larutan	: 57,3276 m <sup>3</sup>
Volume tangki	: 68,7932 m <sup>3</sup>
Diameter	: 4,4418 m
Tinggi	: 4,4418 m
Harga	: \$ 10850.34

### 3. Tangki Flokulator (Bf-01)

Tugas : Mencampur air dengan alum dan soda abu dengan pengadukan lambat sehingga terbentuk gumpalan yang mudah dipisahkan.

Tipe : Tangki Silinder Tegak

Volume tangki : 356,7908 m<sup>3</sup>

Waktu pengendapan : 0,5 jam

Jumlah : 1 unit

Bahan : Beton cor

Dimensi tangki

Diameter : 4,8435 m

Tinggi : 19,3741 m

Jenis pengaduk : Axial turbine 4 blade

Power Pengaduk : 2 Hp

Harga : \$ 43410.36

### 4. Bak Clarifier (Cl-01)

Tugas : Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari Bak penggumpal secara sedimentasi.

Type : Bak berbentuk kerucut terpancung.

Volume tangki : 356,7908 m<sup>3</sup>

Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Beton cor
Dimensi Clarifier	
Diameter atas	: 8,5 m
Diameter bawah	: 6,0 m
Tinggi	: 5,8 m
Jenis Pengaduk	: Axial Turbin 4 Blade
Power Pengaduk	: 2 Hp
Harga	: \$ 23870.75

#### 5. Bak Saringan Pasir

Tugas	: Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier.
Type	: Bak Empat Persegi Panjang
Volume tangki	: 520,5650 m <sup>3</sup>
Lebar	: 11.0170 m
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Beton cor
Panjang	: 11,0170 m
Tinggi	: 4,2915 m



Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Beton cor
Dimensi Clarifier	
Diameter atas	: 8,5 m
Diameter bawah	: 6,0 m
Tinggi	: 5,8 m
Jenis Pengaduk	: Axial Turbin 4 Blade
Power Pengaduk	: 2 Hp
Harga	: \$ 23870.75

#### 5. Bak Saringan Pasir

Tugas	: Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier.
Type	: Bak Empat Persegi Panjang
Volume tangki	: 520,5650 m <sup>3</sup>
Lebar	: 11.0170 m
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Beton cor
Panjang	: 11,0170 m
Tinggi	: 4,2915 m

Harga : \$ 4882.65

## 6. Bak Penampung Air Bersih

Tugas : Menampung air bersih yang berasal dari Saringan pasir untuk didistribusikan ketempat yang memerlukan.

Volume air : 1.189,3207 m<sup>3</sup>

Volume tangki : 1.427,1632 m<sup>3</sup>

Type : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Bahan : Beton cor

Waktu tinggal : 1 jam

Dimensi bak

Panjang : 13,1683 m

Lebar : 6,5842 m

Tinggi : 2,5 m

Harga : \$ 36891.15

## 7. Tangki Larutan Kaporit

Tugas : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang digunakan dikantor dan rumah tangga.

Type : Tangki Silinder Tegak  
Jumlah : 1 buah  
Volume air : 0,2255 m<sup>3</sup>  
Volume tangki : 0,2706 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,7012 m  
Tinggi : 0,7012 m  
Harga : \$ 36891.15

## 8. Bak Klorinasi

Tugas : Tempat klorinasi air dengan maksud membunuh bakteri yang selanjutnya diperlukan untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Type : Bak persegi panjang  
Jumlah : 1 buah  
Waktu : 1 jam

Volume air	: 2 m <sup>3</sup>
Volume tangki	: 2.4 m <sup>3</sup>
Lebar	: 1,0627 m
Tinggi	: 1,0627 m
Harga	: \$ 5425.17

### 9. Bak Penampung Air Rumah Tangga dan Kantor

Tugas	: Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih
Type	: Bak persegi panjang
Jumlah	: 1 buah
Volume air	: 294,4003 m <sup>3</sup>
Volume tangki	: 353,2803 m <sup>3</sup>
Bahan	: Beton cor
Dimensi tangki	
Lebar	: 5,6109 m
Panjang	: 11,2217 m
Harga	: \$ 21700.68

## 10. Cooling Tower (CT – 01)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali sebanyak 488917.8623 kg/jam dari suhu 50<sup>0</sup>C menjadi 25<sup>0</sup>C

type : Cooling tower induced draft

jumlah : 1 buah

Ground Area : 628,7084 ft<sup>2</sup>

Panjang : 25,0741 ft

Lebar : 25,0741 ft

Tinggi : 7,8347 ft

Harga : \$ 162755.09

## 11. Kation Exchanger (KE-01)

Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang oleh kation-kation seperti Ca dan Mg

Type : Silinder tegak yang berisi tumpukkan butir-butir resin penukar ion

Jumlah : 2 buah

Bahan : Baja carbon SA-283 Grade D

Tinggi : 1,27 m

Resin	: Synthetic gel ziolit
Kapasitas resin	: 100.00 grain/ft <sup>3</sup>
Volume resin	: 7.869.841,6147 grain
Tinggi bed resin	: 1,27 m
Harga	: \$ 10850.33926

## 12. Tangki Larutan NaCl

Tugas	: Membuat larutan NaCl jenuh yang digunakan untuk meregenerasi kation exchanger
Type	: Tangki Silinder Tegak
Jumlah	: 1 buah
Volume larutan	: 1.135,0733 ft <sup>3</sup>
Volume tangki	: 1.362,0880 ft <sup>3</sup>
Diameter	: 12,0165 ft
Tinggi	: 12,0165 ft
Harga	: \$ 4340.14

## 13. Anion Exchanger (AE-01)

Tugas	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO <sub>4</sub> , NO <sub>3</sub>
Tipe	: Silinder tegak yang berisi tumpukkan

butir-butir resin penukar ion

Diameter	: 4,7317 m
Jumlah	: 2 buah
Bahan	: Baja
Harga	: \$ 10850.33926

#### 14. Tangki Pelarut NaOH

Tugas	a carbon SA-283 Grade D
Tinggi	: 1,27 m
Resin	: Duolit A - 2
Kapasitas resin	: 3000 grain/ft <sup>3</sup>
Volume resin	: 1573968.3229 grain
	: Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi anion exchanger
Type	: Tangki Silinder Tegak
Jumlah	: 1 buah
Volume larutan	: 315,2981 ft <sup>3</sup>
Volume tangki	: 378,3578 ft <sup>3</sup>
Diameter	: 7,8405 ft
Tinggi	: 7,8405 ft

Harga : \$ 6510.203556

### 15. Tangki Daerator

Fungsi : Membebaskan gas  $\text{CO}_2$  dan  $\text{O}_2$  dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  dan larutan  $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  sebesar 672.529,3495 kg/jam

Type : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas disemprotkan dari bawah secara counter current

Waktu Tinggal : 1 jam

Diameter : 33,3475 ft

Tinggi : 33,3475 ft

Volume bahan isian : 687.475,0572 liter

Jenis Pengaduk : 6 blade flat turbin tanpa baffle

Diameter impeller : 7,51 ft

Lebar blade impeller : 1,5 ft

Kecepatan putaran : 0,75 rps

Power pengaduk : 7,23 Hp



Power motor : 9 Hp  
Harga : \$ 41231.29

#### 16. Tangki Pelarut $\text{Na}_2\text{SO}_3$

Tugas : Melarutkan  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  yang berfungsi mencegah kerak dalam heater

Type : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume larutan : 4,4928 m<sup>3</sup>

Volume tangki : 5,3914 m<sup>3</sup>

Diameter : 1,9008 m

Tinggi : 1,9008 m

Harga : \$ 4882.652667

#### 17. Tangki Penampung Kondensat

Tugas : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler

Type : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Waktu tinggal : 1 jam

Volume air : 343,737 ltr

Volume tangki	: 412,4850 m
Diameter	: 8,0695 m
Tinggi	: 8,0695 m

### 18. Tangki Air Umpan Boiler

Tugas	: Menampung air dari hasil kondensat steam dan daerator
Type	: Tangki silinder tegak
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Volume cairan	: 687,475 m <sup>3</sup>
Dimensi tangki	
Diameter	: 10,1669 m
Tinggi	: 10,1669 m
Volume tangki	: 824,9701 m <sup>3</sup>
Harga	: \$ 48826.52667

### 19. Bak Hidrazin

Tugas	: Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air (seperti CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> )
Type	: Tangki silinder tegak

Bahan isian : rashig ring ceramic  
Waktu tinggal : 1 jam  
Jumlah : 1 buah  
Volume cairan : 687,4751m<sup>3</sup>

Diameter : 1,6 m  
Tinggi : 1,8 m  
Harga : \$ 5425.16963

#### 20. Boiler 01

Tugas : Menghasilkan steam untuk alat-alat proses  
Type : Boiling Feed Water  
Cp air : 0,4618 Btu/lb °F  
Densitas oil : 53 lb/ft<sup>3</sup>  
Luas transfer panas : 19.977,7282 ft<sup>2</sup>  
Kebutuhan solar : 833,8695 liter/jam  
Harga : \$ 396471.40

#### 21. Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menampung bahan bakar untuk keperluan  
selama 15 hari  
Type : Tangki silinder tegak

Jumlah	: 1 buah
Volume bahan bakar	: 3.000,1930 m <sup>3</sup>
Volume tangki	: 3.600,2316 m <sup>3</sup>
Diameter	: 16,6145 m
Tinggi	: 16,6145 m
Harga	: \$ 108503.39

## 22. Pompa (PU-01)

Tugas	: Mengalirkan air sungai ke bak penampung awal
Type	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 5.234,7129 gpm
Head	: 12,4787 ft
Motor standar	: 17,9328 hp
Bahan konstruksi pipa	: Commercial Steel
Effisiensi pompa	: 90 %
Harga	: \$ 7486.73

### 23. Pompa (PU-02)

Tugas	: Mengalirkan air dari bak penampung awal ke tangki flokulator
Type	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2.617,3565 gpm
Head	: 21.7500 ft
Motor standar	: 15,9754 Hp
Bahan konstruksi pipa	: Commercial Steel
Effisiensi pompa	: 88 %
Harga	: \$ 3797.62

### 24. Pompa (PU-03)

Tugas	: Mengalirkan air dari tangki flokulator ke clarifier
Type	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 26.173,565 gpm
Head	: 45,8813 ft
Motor standar	: 33,6998 Hp
Bahan konstruksi pipa	: Commercial Steel

Effisiensi pompa : 88 %  
Harga : \$ 5425.17

#### **25. Pompa (PU-04)**

Tugas : mengalirkan air dari clarifier ke bak saringan pasir  
Type : Centrifugal Pump  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 5234,7129 gpm  
Head : 10,7949 ft  
Motor Standar : 15,5054 Hp  
Bahan konstruksi pipa : Commercial Steel  
Effisiensi pompa : 90 %  
Harga : \$ 3797.62

#### **26. Pompa (PU-05)**

Tugas : Menampung air dari bak saringan pasir ke bak penampung 02  
Tipe : Centrifugal Pump  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 5234,7129 gpm  
Head : 8,6629 ft  
Motor Standar : 12,4430 Hp

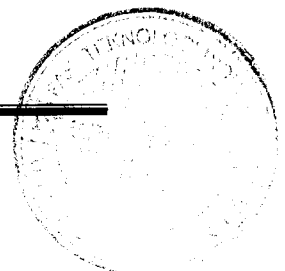
Bahan konstruksi pipa : Commercial Steel  
Effisiensi pompa : 90 %  
Harga : \$ 4340.14

### 27. Pompa (PU-06)

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampung 02 ke bak rumah tangga  
Tipe alat : Centrifugal Pump  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 5234,7129 gpm  
Head : 92,1280 ft  
Bahan konstruksi pipa : Commercial steel  
Effisiensi pompa : 92 %  
Motor Standar : 129,4518 Hp  
Harga : \$ 3797.62

### 28. Pompa (PU-07)

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampung 02 ke cooling tower  
Tipe : Centrifugal Pump



Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2.199,7944 gpm
Head	: 43,0020 ft
Bahan konstruksi pipa	: Commercial Steel
Effisiensi pompa	: 88%
Motor Standar	: 26,5460 Hp
Harga	: \$ 4340.14

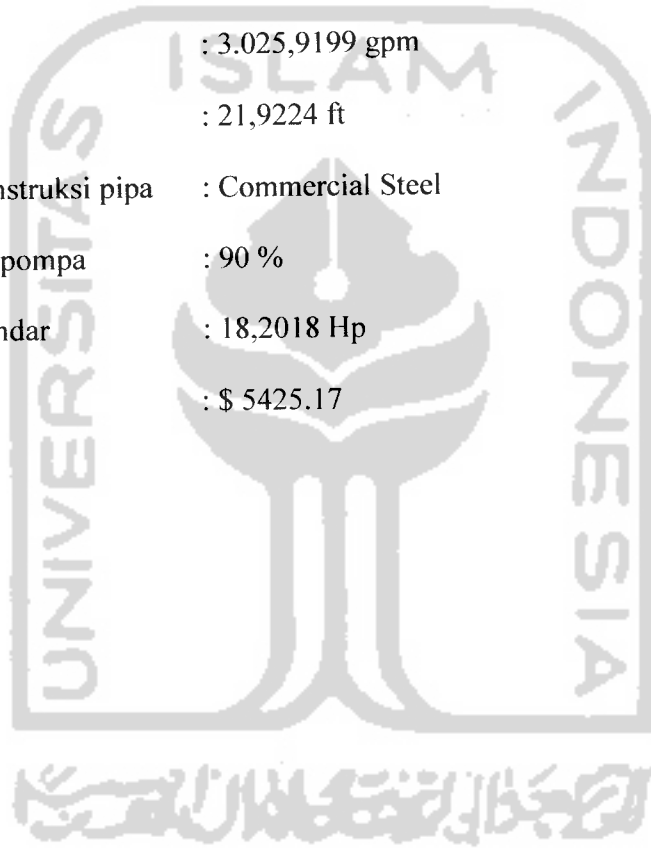
#### 29. Pompa (PU-08)

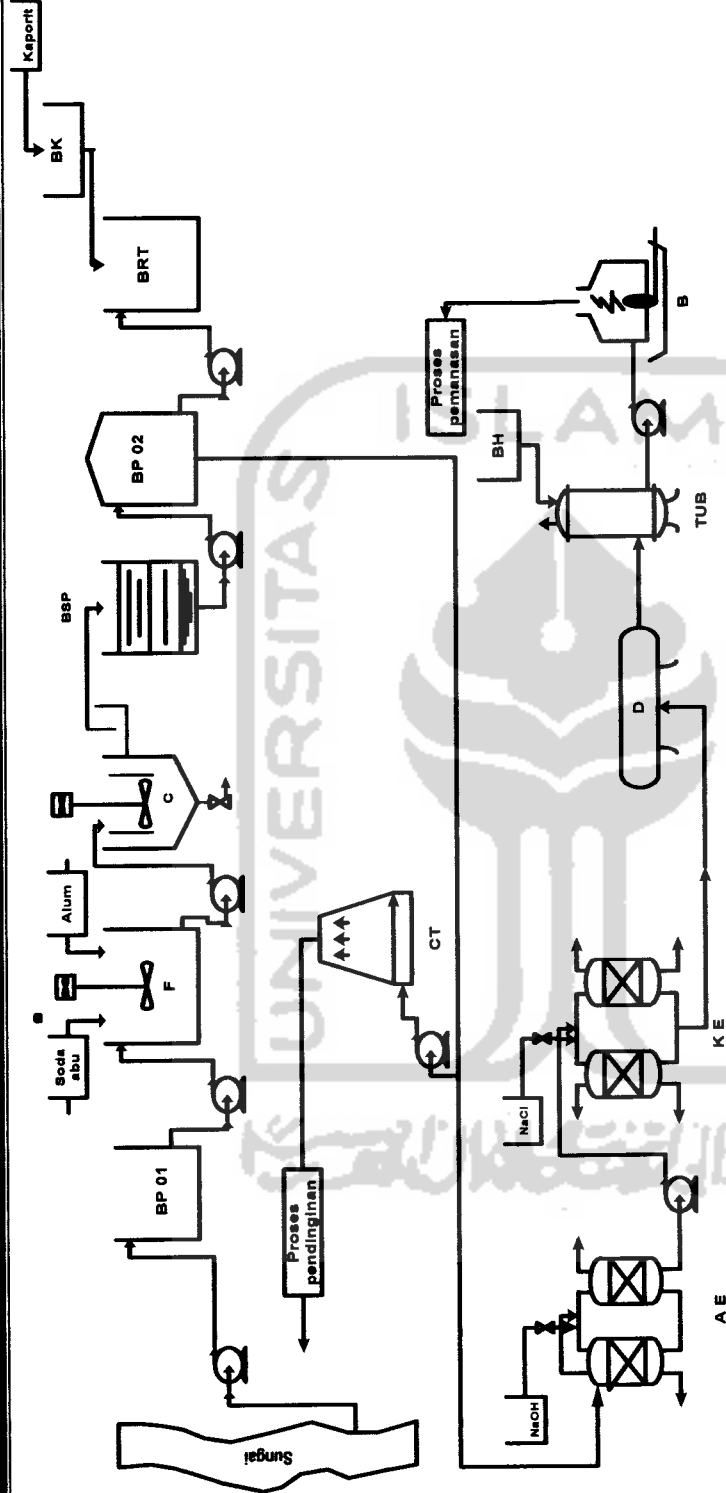
Tugas	: Mengalirkan air dari AE ke KE
Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 3.025,9199 gpm
Head	: 7.9198 ft
Bahan konstruksi pipa	: Commercial Steel
Effisiensi pompa	: 90 %
Motor Standar	: 6,5757 Hp
Harga	: \$ 3797.62



### 30. Pompa (PU-09)

Tugas	: mengalirkan air dari tangki umpan boiler ke boiler
Tipe	: Centrifugal pump
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 3.025,9199 gpm
Head	: 21,9224 ft
Bahan konstruksi pipa	: Commercial Steel
Effisiensi pompa	: 90 %
Motor standar	: 18,2018 Hp
Harga	: \$ 5425.17





Gambar 4.4 Gambar Utilitas

KETERANGAN	
BP 01	: Bak Penampung Awal
F	: Flokulator
C	: Clarifier
BSP	: Bak Saringan Pasir
BP 02	: Bak Penampung 02
BRT	: Bak Rumah Tangga
BK	: Bak Klorinasi
CT	: Cooling Tower
AE	: Anion Exchanger
KE	: Kation Exchanger
D	: Daerator
TUB	: Tangki Umpan Boiler
BH	: Bak Hidrazin
B	: Boiler

#### 4.17. Laboratorium

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produk yang dihasilkan yaitu ethanol. Oleh sebab itu mempertahankan mutu barang merupakan salah satu hal yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan. Menyadari pentingnya mempertahankan kualitas tersebut, maka pabrik ethanol membentuk bagian yang bertugas mengendalikan mutu tersebut yaitu seksi jaminan mutu, seksi pengendalian proses yang bertugas dalam ruang *Central Control Room* dan bidang penelitian.

##### 1. Seksi Jaminan Mutu

Seksi jaminan mutu pada pabrik ethanol bertugas sebagai:

- a) Melakukan pengujian komposisi dan kualitas bahan baku (ethylene).
- b) Melakukan evaluasi dan melakukan tindakan koreksi dan pencegahan terhadap penyimpangan yang terjadi pada bahan baku.
- c) Memberikan status inspeksi dan pengujian bahan dan produksi akhir.

Sedangkan tanggungjawab seksi jaminan mutu antara lain adalah:

- a) Menjamin kualitas produk etanol memenuhi standar SII (Standar Industri Indonesia).
- b) Melakukan pengujian secara kimia dan bertanggung jawab terhadap kalibrasi peralatan laboratorium.

Pengujian secara kimia meliputi:

- a) Pengujian bahan baku.
- b) Pengujian ini dilakukan untuk menguji bahan baku ethylene. Bahan baku ethylene yang diterima dari PT Candra Asri terlebih dahulu diuji kualitasnya sebelum dipindahkan ketangi penyimpanan. Parameter yang diukur untuk bahan baku ethylene adalah kandungan ethylene, kadar air, dan kadar zat-zat pengotor (senyawa olefin).

Alat-alat yang digunakan pada laboratorium antara lain:

- 1) Gas Chromatograph (GC)

GC digunakan untuk menentukan kadar metana dan yang lainnya sebagai impuritas utama dalam ethylene.

- 2) Moisture Analyzer

Alat ini digunakan untuk menentukan kadar air dalam methanol.

- 3) Oksigen Analyzer

Alat ini digunakan untuk menentukan kadar oksigen, nitrogen dan gas-gas yang lain didalam udara.

- c) Pengujian produk ethanol kualitas produk yang dihasilkan merupakan salah satu standar yang diperkenankan dan dijadikan sebagai komitmen perusahaan dalam melayani konsumen. Analisa yang dilakukan adalah analisa kandungan kimiawi terhadap produk.

Alat – alat penunjang yang digunakan untuk melakukan analisa-analisa terhadap produk adalah sebagai berikut:

a. Spectrofotometer

Alat ini digunakan untuk menganalisa adanya alumina residu katalis pada ethanol.

b. Autritator

Alat ini digunakan untuk standarisasi automatic.

## **2. Seksi Pengendalian Mutu**

Tugas utama dari unit ini adalah untuk mengendalikan kualitas bahan selama proses produksi yang sedang berlangsung yaitu mengatur komponen bahan baku, sehingga didapatkan produk dengan kualitas yang diinginkan. Melakukan pengujian terhadap bahan baku dengan menggunakan analisa kimia.

Seksi pengendalian proses membawahi tiga kelompok kerja sebagai berikut:

1) Analisa produksi

Bertugas membuat data produksi ethanol mulai dari pemakaian bahan baku sampai proses produksi.

2) Pengendalian mutu

Bertugas mengendalikan jalannya proses pembuatan ethanol dari hulu ke hilir dari segi kualitas.

### 3) Pengolahan kebutuhan air

Bertugas menyediakan air yang layak digunakan sebagai air proses dan air sanitasi. Parameter yang diuji antara lain warna, pH, kandungan klorin, tingkat kekeruhan, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, kadar minyak, sulfat, silica, dan konduktifitas air.

Alat-alat yang digunakan antara lain:

- a. PH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman/kebasahan air.
- b. Spectrofotometer, untuk menentukan jenis senyawa terlarut yang dalam air.
- c. Spektroskopi, untuk menentukan kadar silica, sulfat, hydrazine, turbiditas, kadar pospat dan kadar sulfat.
- d. Peralatan gravimetric, untuk mengetahui jumlah kandungan padatan dalam air.
- e. Peralatan titrasi, untuk mengetahui kandungan klorida, kesadahan dan alkalinitas.
- f. Conductivitymeter, untuk mengetahui konduktifitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Beberapa kegiatan yang dilakukan pada seksi pengendalian proses adalah

#### 1) Inspeksi

Meliputi pengamatan (pengambilan) contoh pada tiap proses.

2) Analisa

Meliputi analisa kimia di laboratorium kimia.

3) Pengambilan tindakan

Diadakan pengambilan tindakan bila produk yang didapatkan dari proses tidak sesuai dengan persyaratan.

Pengontrolan dilakukan terhadap:

- a) Bahan baku pembuatan ethanol
- b) Umpan masuk reaktor, separator dan menara distilasi

**3. Seksi Bidang Penelitian**

Unit penelitian salah satu tugasnya adalah analisa bahan bakar (minyak bakar). Analisa minyak bakar pada pabrik ethanol bertujuan untuk mengendalikan mutu minyak. Karakteristik minyak bakar yang perlu diketahui secara umum adalah:

- 1) Analisa berat jenis dengan menggunakan alat higrometer.
- 2) Analisa viskositas dengan menggunakan alat viscometer kinematik atau dengan alat Saybolt Universal (SSU).
- 3) Analisa kadar air dengan alat Water Content Tester.
- 4) Analisa sedimen content.
- 5) Analisa warna.
- 6) Analisa nilai kalor.
- 7) Analisa flash point.

#### 4.18. Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik, misal kesakitan, kematian, kebakaran, keracunan dan ledakan. Untuk itu setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian seperti helm, sarung tangan, masker dan lain-lain.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun. Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktifitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula portable *fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.



#### 4.19. ANALISA EKONOMI

Untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak maka dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. Profitability Index
2. Pay Out Time
3. Break Even Point
4. Shut Down Point

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

1. Penaksiran modal industri (Total Capital Investment) yang terdiri atas:
  - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
  - b. Modal kerja (Working Capital)
2. Penentuan biaya produksi total (Production Cost) yang terdiri atas:
  - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
  - b. Biaya pengeluaran umum (General Expense)
3. Total penjualan/pendapatan
4. Analisa kelayakan

▪ **Penaksiran Harga Peralatan**

Harga alat tiap tahun mengalami perubahan, sesuai dengan kondisi perekonomian pada saat itu. Untuk memperkirakan harga peralatan yang ada sekarang, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga alat pada masa lalu.

Asumsi kenaikan harga dianggap linier, dengan menggunakan program Microsoft Excel dapat dicari dengan persamaan linier yaitu:

Tabel 4.4 Indeks CEP tahun 1991 sampai dengan 2000

Tahun	Kapasitas ton / tahun
1998	20.678
1999	26.612
2000	28.134
2001	30.467
2002	34.981

Sumber : "Chemical Engineering Progress", Vol 107. juni 2000

Dari data tersebut diperoleh persamaan :

$$Y = 3.2461 x - 6464$$

Dimana: (x) : Tahun ke-

(Y): Indeks harga

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2015.

$$Y = 3.2461 (2015) - 6464$$

$$Y = 768915 \text{ ton / tahun}$$

Harga alat didapat dari data di pasaran dalam negeri maupun luar negeri dan dihitung dari tahun evaluasi menggunakan grafik yang tersaji pada literature menurut jenis alatnya, dimana harga alat tersebut dibuat pada tahun referensi dengan indeks harga:

$$Ex = Ey (Nx / Ny)$$

Dimana:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2015

Ey : Harga alat di tahun referensi (1954)

Nx : Indeks harga pada tahun 2015

Ny : Indeks harga pada tahun referensi (1954)

Sehingga:

$$Ex = Ey(Nx/Ny)$$

$$= 1.0312 Ey$$

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

$$Eb = Ea (Cb/Ca)^X$$

Dimana: Ea = harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = kapasitas alat a

Cb = kapasitas alat b

X = eksponen

Besarnya harga eksponen bermacam-macam tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga x untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhauss, 3<sup>rd</sup> Ed., hal 170.

Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga

$x = 0,6$ .

Asumsi :

- Untuk upah buruh asing = US \$ 25 / manhour
- Upah buruh Indonesia = Rp 20000,- / manhour
- Perbandingan manhour asing : manhour Indonesia = 1 : 3
- Perbandingan jumlah tenaga asing : tenaga Indonesia = 5 : 95

- Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 76.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pabrik didirikan tahun = 2015

Nilai kurs US \$ = US \$ 1 = Rp 10000,-

Umur alat = 10 tahun, kecuali alat-alat tertentu seperti pompa

dan kompresor diperkirakan umurnya

5 tahun.

Harga ethylene : Rp 5000/ kg

Harga ethanol : Rp 30000 / kg

Perkiraan harga alat diperoleh dari table harga alat (Aries & Newton, 1955)

#### **4.20. Perhitungan Biaya**

##### **a. Capital Investment**

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri dari:

➤ **Fixed Capital Investment (FCI)**

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas - fasilitas pabrik.

➤ **Working Capital Investment (WCI)**

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

##### **b. Manufacturing Cost**

Manufacturing Cost adalah jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- a. Direct Cost (DC) adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.
- b. Indirect Cost (IC) adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. Fixed Cost (FC) merupakan harga yang berkenaan dengan fixed capital dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

**c. General Expense**

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

**d. Analisa Kelayakan**

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

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

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

Return of Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengambalian modal tetap yang diinvestasikan. Profit (keuntungan). Harga ROI minimum sebelum pajak untuk industri dengan resiko tinggi adalah 44 % dan 11 % untuk resiko rendah.

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

## 2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum pajak dan zakat dikurangi depresiasi. Harga POT maksimum sebelum pajak untuk industri beresiko tinggi adalah 2 tahun dan 5 tahun untuk beresiko rendah.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + 0,1.FCI}$$

## 3. Break Even Point (BEP)

Adalah titik impas produksi atau titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama (tidak untung dan tidak rugi). Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang harus dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan. Sebagian besar bank di Indonesia bersedia memberikan pinjaman modal untuk pendirian pabrik jika  $BEP = 40 - 60 \%$ .

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

Dalam hal ini:

Fa : fixed manufacturing cost

Ra : regulated cost

Sa : penjualan produk

Va : variable cost

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

SDP adalah persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam setahun, maka pabrik harus berhenti operasi atau tutup.

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

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

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “Discounted Cash Flow” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. *Rate of return both on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik (10 tahun).



$$(FC + WC) \cdot (1+i)^n - (SV + WC) = C[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i)+1]$$

dengan :  $n$  = umur pabrik

WC = working capital

FC = fixed capital

SV = salvage value = harga tanah

C = annual cost = profit after tax + depresiasi + finance

#### 4.21. Hasil Perhitungan

##### A. Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Expenses	Cost	
		\$	Rp
1	Harga peralatan	10.132.046,80	-
2	Instalasi	1.021.310,32	5.913.873.077,15
3	Pemipaan	4.121.716,64	6.837.915.745,46
4	Instrumentasi	984.834,95	554.425.600,98
5	Isolasi	263.433,21	924.042.668,31
6	Listrik	830.827,83	924.042.668,31
7	Biaya bangunan	-	33.675.000.000
8	Biaya tanah dan perbaikan	-	456.750.00.000
9	Biaya utilitas	1.293.403,62	1.307.201.646,77
Total PPC		17.431.727,77	107.969.957.468,88

*B. Working Capital*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Raw Material Inventory	85.742.200.989,27
2	In Process Inventory	2.806.401.150,42
3	Product Inventory	16.294.007.909,16
4	Available Cost	154.352.063.273,27
5	Extended Credit	19.000.000.080
Total		867.836.516.329,15

*C. Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Raw Material	943.164.210.882,00
2	Labour Cost	3.432.000.000,00
3	Supervisor	343.200.000,00
4	Maintenance	24.938.510.575,62
5	Plant Supplies	3.740.776.586,34
6	Royalti and patent	22.800.000,01
7	Utilitas	500.798.621.520,32
Total		1.499.217.319.573,88

*D. Indirect Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Payroll Overhead	514.800.000,00
2	Laboratorium	3.433.200.000,00
3	Plant Overhead	1.716.000.000,00
4	Packaging product and shipping	296.400.000.124,80
	Total	298.974.000.124,80

Tabel 4.8 Indirect Manufacturing Cost

*E. Total Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Direct Manufacturing Cost	1.499.217.319.573,88
2	Indirect Manufacturing Cost	298.974.000.124,80
3	Fixed Manufacturing Cost	54.033.439.580,51
	Total	1.852.224.759.279,20

Tabel 4.9 Total Manufacturing Cost

*F. Total Capital Investment*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Fixed Capital Investment	415.641.842.927,03
2	Working Capital	452.194.673.402,12
	Total	867.836.516.329,15

Tabel 4.10 Total Capital Investment

*G. General Expence*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Administrasi	68.400.000.028,80
2	Sales	114.000.000.048,00
3	Finance	17.356.730.326,58
4	Research	68.400.000.028,80
	Total	268.156.730.432,18

Tabel 4.11 General Expence

*H.Total Production Cost*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Manufacturing Cost	1.852.224.759.279,20
2	General Expence	268.156.730.432,18
	Total	2.120.381.489.711,38

Tabel 4.12 Total Production Cost

*I. Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Depresiasi	41.564.184.292,70
2	Property taxes	8.312.836.858,54
3	Asuransi	4.156.418.429,27
	Total	17.356.730.326,58

Tabel 4.13 Fixed Manufacturing Cost

*J. Variable Cost (Va)*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Raw Material	943.164.210.882,00
2	Utilitas	500.798.621.520,32
3	Shipping and packaging	296.400.000.124,80
4	Royalty	22.800.000.009,60
	Total	1.763.162.832.536,72

Tabel 4.14 Variabel Cost

*K. Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expenses	Cost (Rp)
1	Labour	3.399.600.000,00
2	Payroll overhead	1.716.000.000,00
3	Supervise	343.200.000,00
4	Laboratorium	343.200.000,00
5	General Expence	268.156.730.432,18
6	Maintenance	24.938.510.575,62
7	Plant supplies	3.740.776.586,34
8	Plant overhead	1.716.000.000,00
	Total	299.238.417.594,15

Tabel 4.15 Regulated Cost

## L. Analisa Kelayakan

### Evaluasi Ekonomi

#### Data – data perhitungan

##### Asumsi :

1 man hour asing = \$ 25

1 man hour asing = 3 man hour Indonesia

Jumlah tenaga kerja :

Asing = 5 %

Indonesia = 95 %

Nilai kurs : \$ 1 = Rp. 10.000,00

#### FIXED CAPITAL COST (FCC)

##### 1. Harga alat

Ongkos import	11 % PEC
Pajak masuk	11 % PEC
Transportasi ke lokasi	5 % PEC

	Rp
Purchased Equipment Cost (PEC)	8.10 E +10
Ongkos import	8.916.201.200
Pajak masuk	8.916.201.185,40
Transportasi ke lokasi	4.052.818.720,64
Delivered Equipment Cost (DEC)	12.969.019.906,04

Tabel 4.16 Harga Alat

## 2.Ongkos Instalasi

		Rp
material	11 % PEC	8.916.201,200
Labour	32 % PEC	2.5938 E+10

Labour 103.752,16 man hour

	Rp
Upah buruh asing	1.296.902,000
Upah buruh indonesia	5.913.873.077,15

Tabel 4.17 Ongkos Instalasi

## 2. Ongkos Pemipaan

		Rp
material	49 % PEC	3.9718 E+10
Labour	37 % PEC	2.9991 E+10

Labour 119.963,43 man hour

	Rp
Upah buruh asing	1.499.542.900
Upah buruh indonesia	6.837.915.745,46

Tabel 4.18 Ongkos Pemipaan

## 4. Ongkos Instrumentasi

		Rp
material	12 % PEC	9.726.764.900
Labour	3 % PEC	2.431.691.200

Labour 9.726,76 man hour

	Rp
Upah buruh asing	121.584.600
Upah buruh indonesia	554.425.600,98

Tabel 4.19 Ongkos Instrumentasi



## 5. Ongkos Isolasi

		Rp
material	3 % PEC	2.431.691.200
Labour	5 % PEC	4.052.818.700

Labour 16.211,27 man hour

	Rp
Upah buruh asing	202.640.900
Upah buruh indonesia	924.042.668,31

Tabel 4.20 Ongkos Isolasi

## 6. Ongkos Instalasi Listrik

		Rp
material	10 % PEC	2.431.691.200
Labour	5 % PEC	4.052.818.700

Labour 16.211,27 man hour

	Rp
Upah buruh asing	2.431.691.200
Upah buruh indonesia	924.042.668,31

Tabel 4.21 Ongkos Instalasi Listrik

## 7. Ongkos pembuatan bangunan dan perlengkapan

Luas masing-masing bangunan diperkirakan :

Bangunan	Luas ( m <sup>2</sup> )
Poskeamanan	50
Parkir	700
Mushola	150
Pos klinik	100
Utilitas	2.500
Laboratorium	400
Kantor	800
Bengkel	200
UPL	1.000
Proses	12.000
Kantin	150
Jalan / taman	2.500
Aula	500
Gudang	600
Garasi	650
Perpustakaan	150
Luas bangunan	22.450

Tabel 4.22 Ongkos Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan

Luas bangunan  $22.450 \text{ m}^2 = 22.45 \text{ ha}$

Biaya per  $\text{m}^2 = \text{Rp. } 1.500.000,00$

Biaya pembuatan bangunan dan perlengkapan = Rp. 33.675.000.000,00

### 8. Ongkos pembelian tanah dan perbaikan

Luas tanah =  $30.450 \text{ m}^2$

Harga per  $\text{m}^2 = \text{Rp. } 1.500.000,00$

Ongkos tanah total = Rp. 45.675.000.000,00

### 9. Ongkos Utilitas

Harga utilitas yang dibuat ditempat = Rp. 10.000.000,00

Harga alat yang di import = \$ 1.054.978,49

Biaya transport dan transportasi ke indonesia = 10 % harga alat utilitas  
= 105.497,85 \$

Transportasi dari pelabuhan ke lokasi = 5 % harga alat utilitas  
= Rp. 527.489.243,16

**Harga alat utilitas total sampai ditempat ( DEC utilitas )**

= Rp 537.489.243,16

**Biaya instalasi**

		Rp
material	11 % PEC	1.160.476.300
Labour	32 % PEC	3.375.931.200

Labour 13.503,72 man hour

	Rp
Upah buruh asing	168.796.600
Upah buruh indonesia	769.712.303,6

Tabel 4.23 Biaya Instalasi

**Biaya total pembelian dan pemasangan utilitas**

= Rp 1.307.201.546,77

**PHYSICAL PLANT COST ( PPC )**

PPC = ( 1 + 2 + 3 + ..... + 9 ) = Rp 108.780.521.213,01

**10. Engineering and Construction**

= 0.2 PPC

= Rp 21.756.104.242,60

### **DIRECT PLANT COST ( DPC )**

DPC = PPC + Engineering and Construction

= Rp 130.536.625.455,61

### **11. Contractor Fee**

= 7 % DPC

= Rp 9.137.563.781,89

### **12. Contingency**

= 15 % DPC

= Rp 19.580.493.818,34

### **FIXED CAPITAL COST ( FCC )**

FCC = DPC + Contractor Fee + Contingency

= Rp 159.254.683.055,85

Lang factor = 4.04 = Rp 415.641.842.927,03

### **WORKING CAPITAL**

#### **1. Raw Material Inventory**

Lama penyimpanan 1 bulan, untuk bahan baku

Biaya =  $(30/330) \times \text{Harga Raw material}$  = Rp 85.742.200.989,27

## 2. In Process Inventory

Lama bahan didalam proses diperkirakan 1 hari

Biaya =  $1/2$  MC (selama 1 hari) Rp 2.806.401.150,42

## 3. Product Inventory

Lama penyimpanan 2 minggu

Biaya = MC (0.5 Bulan ) Rp 19.294.007.909,16

## 4. Extended Credit

Berupa cadangan kredit untuk Customer selama 1 bulan

Biaya = Sales Value (Selama 1 Bulan) Rp 190.000.000.080,00

## 5. Available Cash

Untuk pembagian gaji, service dan material

Biaya = MC (1 Bulan ) Rp 154.352.063.273,27

**WORKING CAPITAL (WC) = 1+2+ . . .+5** Rp **452.194.673.402,12**

**TOTAL CAPITAL INVESTEMENT**

= WC + FCC

= Rp 452.194.673.402,12 + Rp 415.641.842.927,03

= Rp 867.836.516.329,15

## MANUFACTURING COST

Pabrik ethanol beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam setahun

### 1. Harga bahan dasar

Ethylene = Rp 5.000 / kg

Kebutuhan = 188.190.479,43 kg / year

Harga = Rp 940.952.397.132 / tahun

Katalis ( estimasi katalis tahan operasi 1 tahun )

Harga katalis = Rp 9.500 / kg

Kebutuhan katalis = 232.822,5 kg / tahun = 513.277,1164 lb / tahun

Kebutuhan = Rp 2.211.813.750 / tahun

Total pembelian bahan dasar = 943.164.212.882 / tahun

### 2. Buruh ( operating labour )

Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji/orang/bulan	Total Gaji
Direktur utama	S-3	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Direktur	S-1	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Manajer	S-1	3	7.000.000,00	21.000.000,00
Sekretaris	S-1	4	1.500.000,00	6.000.000,00
Kepala Bagian	S-1	6	4.500.000,00	27.000.000,00
Kepala Seksi	S-1	10	3.500.000,00	35.000.000,00
Supervisor	S-1	5	2.500.000,00	12.500.000,00

Foremen	D-3 / S-1	9	1.800.000,00	16.200.000,00
Staff	D-3 / S-1	5	1.500.000,00	7.500.000,00
Operator	S-1	20	1.000.000,00	20.000.000,00
Dokter	S-1	1	7.500.000,00	7.500.000,00
Perawat	D-3 / S-1	2	700.000,00	1.400.000,00
Satpam	SLTA	15	900.000,00	13.500.000,00
Pengemudi	SLTP / SLTA	8	500.000,00	4.000.000,00
Karyawan	D-3 / S-1	70	700.000,00	49.000.000,00
Administrasi	D-3 / S-1	15	600.000,00	9.000.000,00
Penjaga Gudang	SLTP / SLTA	6	400.000,00	2.400.000,00
Total		189	84.600.000,00	274.500.000,00

Tabel 4.24 Buruh ( Operating Labour )

Gaji total buruh per tahun ( labour cost ) = Rp 3.432.000.000

### 3. Supervisi

= 10% labour cost = Rp 343.200.000

### 4. Maintenance cost

= 6 % Fixed cap = Rp 24.938.510.575,62

### 5. Plant Supplies

= 15 % maintenance = Rp 3.740.776.586,34

### 6. Royalties and patent

= 1 % sale price



Harga jual produk :

Produk = 76.000.000,03 kg / year

= Rp 2.280.000.000,960 / tahun

Harga jual produk total = Rp 2.280.000.000,960 / tahun

Royalties and patent = Rp 22.800.000,010

## 7. Utilitas

<b>Nama Bahan</b>	<b>Kebutuhan kg/thn</b>	<b>Harga Rp/kg</b>	<b>Biaya Rp/thn</b>
Alum (tawas)	2,866.38	4,000	11,465,527.39
Ca(OCl) <sub>2</sub> (Kaporit)	127.73	3,500	447,040.44
Soda Abu	558.94	2,000	1,117,888.92
NaCl	531,161.19	2,500	1,327,902,968.90
NaOH	147,544.77	12,000	1,770,537,291.87
Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	6,420.00	4,500	28,890,000.00
Dowtherm	1,425,600,000.00	150	213,840,000,000.00
Solar	66,004,246.70	4,300	283,818,260,802.79

Tabel 4.25 Utilitas

Pembelian bahan untuk utilitas = Rp 500.798.621.520,32

**A. DIRECT MANUFACTURING COST**

$$= 1 + 2 + 3 + \dots + 7$$

$$= \text{Rp } 1.499.217.319.573,88$$

**B. INDIRECT MANUFACTURING COST**

Payroll overhead	15%	LabourCost	514800000.00
Laboratory	10%	LabourCost	343200000.00
Plant overhead	50%	LabourCost	1716000000.00
Packaging and Shipping	13%	SalePrice	296400000124.80
<b>Indirect manufacturing cost =</b>		<b>Rp</b>	<b>298,974,000,124.80</b>

**C. FIXED MANUFACTURING COST = Rp 54.033.439.580,51**

**MANUFACTURING COST ( MC )**

$$= A + B + C$$

$$= \text{Rp } 1.852.224.759.279,20$$

### GENERAL EXPENSE ( GE )

Administrasi	= 3 % sale price	= Rp 68.400.000.028,80
Sales expense	= 5 % sale price	= Rp114.000.000.048,00
Reseach	= 3 % sale price	= Rp 68.400.000.028,80
Finance	= 2 % FC + 2 %	= Rp 17.356.730.326,58
<b>Total General expense</b>		<b>= Rp 268.156.730.432,18</b>

### TOTAL PRODUCT COST = MC + GE

Total product cost = Rp 2.120.381.489.711,38

#### A. ANALISIS KEUNTUNGAN

Profit before taxes = sales price – total product cost  
= Rp 159.618.511.248,62

**ROI, b = 39,09 %**

Profit after taxes = Rp 79.809.255.624,31

Dari table 54 Aries Newton

**ROI, a = 19,20 %**

## B. PAY OUT TIME ( POT )

POT before taxes = Fixed capital cost / ( profit before taxes + depreciation )

**POT,b = 2,07 tahun ( pabrik beresiko rendah )**

POT < 5 tahun ( tabel Aries Newton )

POT aftertaxes = Fixed capital cost / ( profit after taxes + depreciation )

**POT,a = 3,42 tahun**

## C. DISCOUNTED CASH FLOW RATE OF RETURN ( DCFR )

$$(FC + WC)(1+i)^n - (SV + WC) = C \left[ (1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1 \right]$$

**Asumsi**

Umur pabrik 10 tahun

Depresiasi 10% Fixed Capital Cost tiap

tahun

Salvage value = Harga tanah = Rp 41.564.184.292,70

Total Capital Investment = Rp 867.836.516.329,15

**Annual cash flow**

Profit after taxes Rp 79.809.255.624,31

Depresiasi Rp 41.564.184.292,70

Finance Rp 17.356.730.326,58

---

Total Rp 138.730.170.243,60

Working capital = Rp 452.194.673.402,12

Fixed capital = Rp 867.836.516.329,15

Dengan cara trial, diperoleh harga I = 0,3563

Sehingga didapat harga DCF = 35,63 %

### **BREAK EVEN POINT ( BEP )**

$$\text{BEP} = (\text{Fa} + 0.3 \text{ Ra}) / (\text{Sa} - \text{Va} - 0.7 \text{ Ra}) \times 100\%$$

Dengan :

Fa = Annual fixed expense pada kapasitas maksimum

Ra = Annual regulated expense pada kapasitas maksimum

Sa = Annual sales value pada kapasitas maksimum

Va = Annual variabel expense pada kapasitas maksimum

ra = Annual production rate

Z = Annual kapasitas maksimum

Depresiasi Rp 41.564.184.292,70

Property taxes Rp 8.312.836.858,54

Insurance Rp 4.156.418.429,27

---

**Fa Rp 54.033.439.580,51**

Finance	Rp	17.356.730.326,58
Plant overhead	Rp	1.716.000.000,00
Supervisor	Rp	343.200.000,00
Laboratory	Rp	343.200.000,00
Administration	Rp	68.400.000.028,80
Sales expense	Rp	114.000.000.048,00
Research	Rp	68.400.000.028,80
Maintainance	Rp	24.938.510.575,62
Plant supplies	Rp	3.740.776.586,34
<b>Ra</b>	<b>Rp</b>	<b>299.238.417.594,15</b>
Raw material	Rp	943.164.210.882,00
Packaging and shipping	Rp	296.400.000.124,80
Utilitas	Rp	500.798.621.520,32
Royalties	Rp	22.800.000.009,60
<b>Va</b>	<b>Rp</b>	<b>1.763.162.832.536,72</b>

**BEP = 46,79 %** ( kisaran 40 – 60 %)

**SHUT DOWN POINT ( SDP )**

**SDP = 0.3 Ra/(Sa-Va-0.7Ra) x 100%= ra/Z**

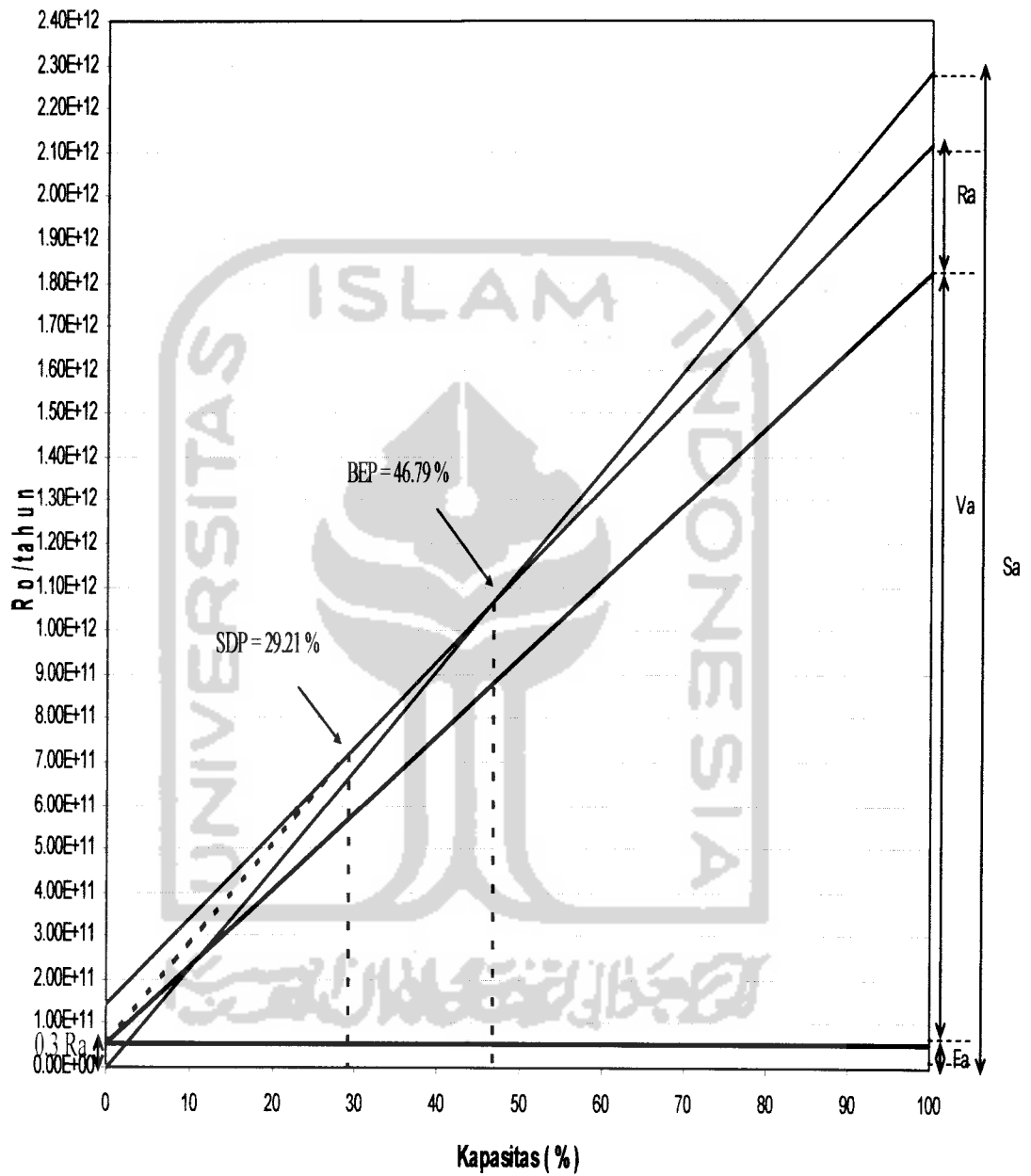
**SDP = 29,21 %** ( kisaran 15 – 30 % )

### ***Analisa Kelayakan***

Dari hasil analisis kelayakan pabrik diperoleh hasil sebagai berikut:

- ROI before taxes = 39,09 %
- ROI after taxes = 19,20 %
- POT before taxes = 2,07 tahun
- POT after taxes = 3,42 tahun
- Break Even Point (BEP) = 46,79 %
- Shut Down Point (SDP) = 29,21 %
- Discounted Cash Flow = 35,63 %

Berdasarkan hasil diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik ethanol dari ethylene dan air ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.



**Gambar 4.5. Grafik Total Cost dan Sales pada berbagai Kapasitas**



Data Grafik Analisis Kelayakan Pabrik

Variabel	Kapasitas	Rp/thn
<b>Fa</b>	0	54.033.439.580,51
	100	54.033.439.580,51
<b>Sa</b>	0	0,00
	100	2.280.000.000.960,00
<b>Va</b>	0	0,00
	100	1.763.162.832.536,72
<b>Ra</b>	0	89.771.525.278,24
	100	299.238.417.594,15
<b>TMC</b>	<b>Fa+0.3Ra</b>	0
	<b>Va+Ra+ Fa</b>	100
		143.804.964.858,76
		2.116.434.689.711,38

Tabel 4.26 Analisa Kelayakan Pabrik

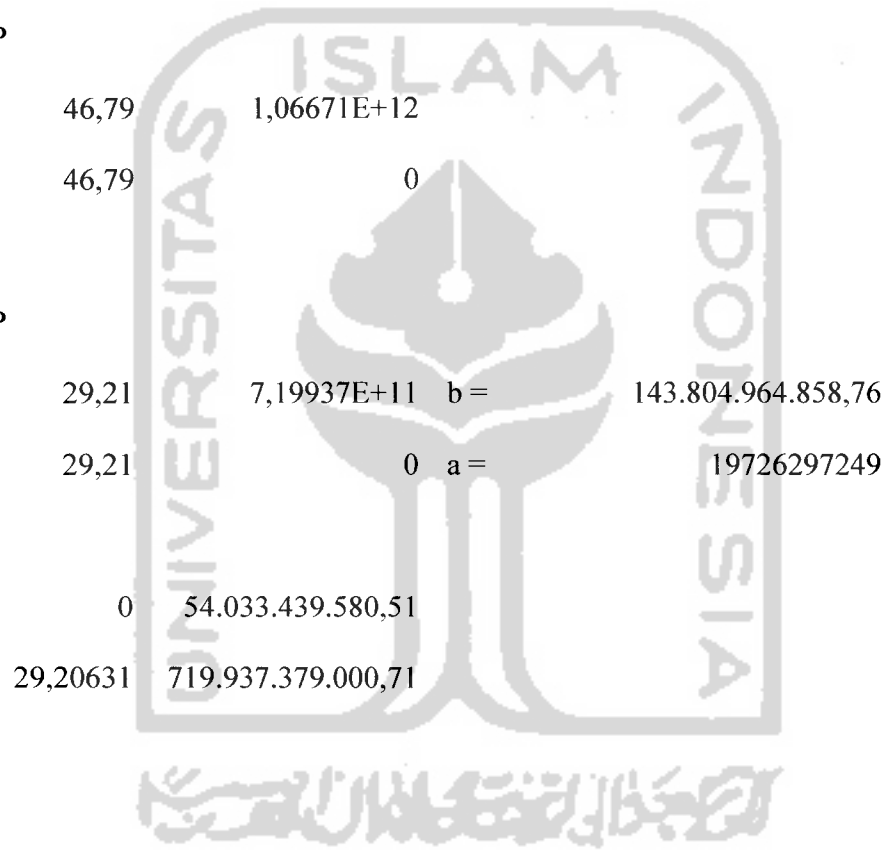
Grafik

Fa+Va	0	54.033.439.580,51
Fa+Va	100	1.817.196.272.117,23

pers sales 22800000009,60 x

BEP

SDP



## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Dari hasil evaluasi ekonomi yang dilakukan terhadap pabrik ethanol dari ethylene dan air dengan kapasitas 76.000 ton/tahun yang rencananya akan didirikan di daerah Cilegon, Banten maka dapat diambil kesimpulan:

Berdasarkan pertimbangan, produk, proses secara keseluruhan dan juga hasil evaluasi ekonomi, maka pabrik ini merupakan pabrik dengan resiko rendah.

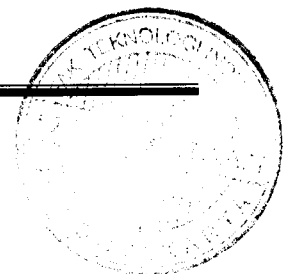
Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 159.618.511.248,62 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 79.809.255.624,31 per tahun. Persentase ROI sebelum pajak adalah 39,09 % dan ROI setelah pajak adalah 19.20%. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik beresiko rendah karena menurut Aries & Newton harga ROI minimum sebelum pajak untuk industri resiko rendah adalah 11 % dan resiko tinggi adalah 44 %. Untuk pengembalian modal yang dipinjam POT sebelum pajak selama 2,07 tahun, dan POT sesudah pajak selama 3,42 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik termasuk resiko rendah karena batas maksimum untuk pengembalian modal adalah selama 5 tahun. Break Even Point (BEP) sebesar 46,79 % Shut down Point (SDP) sebesar 29,21 %.

Dari kesimpulan diatas, maka pabrik yang akan kami dirikan pada tahun 2015 layak dan menguntungkan untuk didirikan.



## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, 2<sup>nd</sup> ed., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering Design*, 6<sup>th</sup> ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford.
- Foust, A., et al., 1980, *Principles of Unit Operation*, second edition, John Wiley and Sons, New York.
- Garret, D. E., 1989, *Chemical Engineering Economics*, Van Nostrand Reinhold, New York.
- Hesse, W.L., Keyes, D. B. and Clark, R.L., 1975, *Industrial Chemical*, Second edition, John Willey, and Son, Inc., New York, London.
- Kern, D. Q., 1983, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1985, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Interscience Encyclopedia Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1962, *Chemical Reaction Engineering*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965, *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, Vol 1,2,3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc Cabe, L and Smith, J.C., 1974, “*Unit Operation of Chemical Processing and Design*”, volume 20 No.3.



- Perry, J.H., and Chilton, C.H., 1973, *Chemical Engineer's Hand Book*, 5<sup>th</sup> ed., Mc.Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., 1968, *Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc.Graw Hill Book Co.Inc., New York.
- Powell, S., 1954, *Water Conditions for Industry*, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Rase, H. F., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plant, vol.1 and 2, principles and Techniques*, Willey Interscience publication, John Willey and Son, inc., New York.
- Reid, R.G, Pranstuite, R.M., and Poling, B.E., 1987, *The Properties of Gases and Liquid*, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Smith J.M. and Van Ness H. C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*, 3<sup>rd</sup> edition, Mc. Graw Hill Kagokusha Ltd, Tokyo.
- Stephenson, R. M., 1966, *Introduction to Chemical Process Industries*, Reinhold Publishing Cooperation, Holland.
- Treyball, R.E., 1955, *Mass Transfer Operation*, International Student Edition, Kogakusha Company, Tokyo.



## REAKTOR

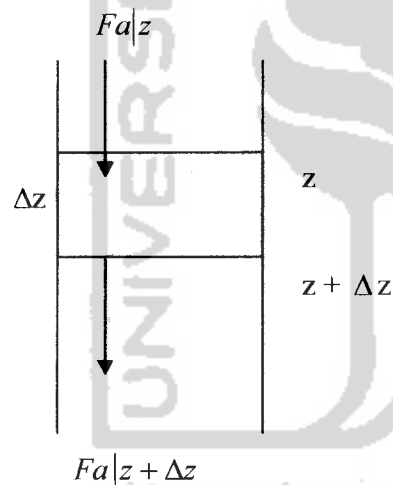
Tugas : Mereaksikan ethylene dengan steam membentuk ethanol

Type : Fixed Bed Multi Tube

### PERSAMAAN DIFFERENSIAL

#### 1. Neraca Massa pada Elemen Volume

Ditinjau untuk 1 pipa



Input – Output = Akumulasi

$$Fa \Big|_z - \left( Fa \Big|_{z + \Delta z} + (-r\Delta)\Delta v \cdot \rho B \right) = 0$$



$$F_a \left| z - F_a \right|_{z + \Delta z - (-r\Lambda)\Delta V \cdot \rho_B} = 0$$

$$F_a \left| z - F_a \right|_{z + \Delta z} = (-r\Lambda)\Delta V \cdot \rho_B$$

$$\Delta V = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot \rho_B \cdot \Delta z$$

$$F_a \left| z - F_a \right|_{z + \Delta z} = \frac{(-r\Lambda)\pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_B \cdot \Delta z}{4}$$

$$F_a \left| z - F_a \right|_{z + \Delta z} = \frac{(-r\Lambda)\pi D_i^2 \cdot \rho_B}{4}$$

$$-\frac{\Delta F\Lambda}{\Delta z} = \frac{(-r\Lambda)\pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_B}{4}$$

$$F\Lambda = F\Lambda_0(1 - X\Lambda)$$

$$\Delta F\Lambda = -F\Lambda_0 \cdot \Delta X_\Lambda$$

$$F\Lambda_0 \frac{\Delta X_\Lambda}{\Delta z} = \frac{(-r_\Lambda)\pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_B}{4}$$

$$\frac{\Delta X_\Lambda}{\Delta Z} = \frac{(-r_\Lambda)\pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_B}{4F_{\Lambda_0}}$$

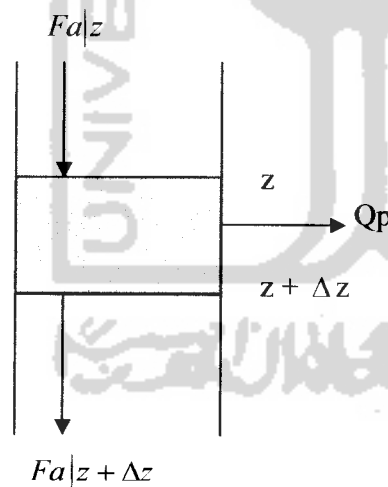
$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot \rho_B}{4 \cdot F_{AO}}$$

dimana :

- $dX_A / dz$  = perubahan konversi per satuan panjang
- $(-r_A)$  = kecepatan reaksi kimia
- $Di$  = diameter dalam pipa
- $F_{AO}$  = kecepatan molar A mula-mula
- $\rho_B$  = densitas bulk,  $gr/cm^3$

## 2. Neraca Panas pada Elemen Volume



Input – Output = Akumulasi

$$\left( \sum m \cdot cp \right) (T|_z - T_0) - \left[ \sum m \cdot cp \left( T|_{z + \Delta z} - T_0 \right) + \Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \Delta X_A + U \cdot A (T - T_s) \right]$$

$$\sum m.cp(T|_z - T_0) - \sum m.cp(T|_{z+\Delta z} - T_0) = \Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \Delta X_A + U \cdot A \cdot (T - T_s)$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot \Delta z$$

maka :

$$\sum m.cp(T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

$$\frac{(T|_z - T|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = \frac{\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

lim  $\Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{dX_A}{dz} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{dX_A}{dz} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

dimana:

$dT/dz$  : perubahan suhu per satuan panjang

$\Delta HR_T$  : panas reaksi

U : overall heat transfer

Do : diameter luar pipa

Ts : suhu pendingin

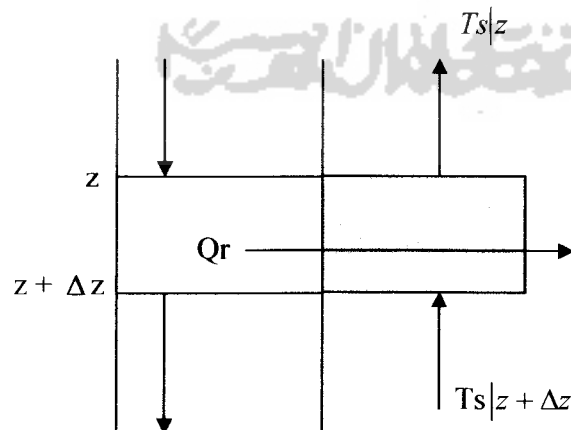
$\sum m.c_p$  : kapasitas panas campuran

### 3. Neraca Panas pada Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A. Sifat-sifat fisis Dowtherm A:

- ✓ Tidak bereaksi kimiawi dengan logam
- ✓ Tidak beracun
- ✓ Stabil pada suhu 200 – 750 °F
- ✓  $C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T$ , cal/gr.<sup>0</sup>K
- ✓  $\rho = 1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T$ , gr/cm<sup>3</sup>
- ✓  $\mu = 35,5898 - 0,04212 T$ , gr/cm.jam
- ✓  $k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T$ , cal/jam.cm.<sup>0</sup>K

Aliran pendingin dalam reaktor berlawanan arah dengan aliran gas.



Input – Output = Akumulasi

$$\left(\sum m.cP\right)p.(T_s|_{z+\Delta z} - T_o) + U.A(T - T_s) - \left(\sum m.cP\right)p.(T_s|_z - T_o) = 0$$

$$\left(\sum m.cP\right)p.(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = -U.A(T - T_s)$$

$$A = \pi . D_o . \Delta z$$

$$\left(\sum m.cP\right)p.(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = -U.\pi.D_o.\Delta z.(T - T_s)$$

$$\frac{(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = \frac{U.\pi.D_o.(T - T_s)}{(m.cP)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = \frac{-U.\pi.D_o.(T - T_s)}{(m.cP)p}$$

lim  $\Delta z \rightarrow 0$

$$\boxed{\frac{dT_s}{dz} = \frac{-U.\pi.D_o.(T - T_s)}{(m.cP)p}}$$

dimana:

$dT_s/dz$  : perubahan suhu pendingin per satuan panjang

$(\sum m.cP)p$  : kapasitas panas pendingin

#### 4. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) dipakai rumus 11.6, 11.7, 11.8, B (Rase, hal. 492)

sehingga :

$$\frac{gc \cdot dp}{Vs \cdot dz} = 150 \cdot \frac{(1-E)^2}{E^3} \cdot \frac{\mu}{Dp^2} + 1,75 \cdot \frac{(1-E)}{E^3} \cdot \frac{G}{Dp}$$

$$fk = 1,75 + 150 \left( \frac{1-E}{Dp \cdot G / \mu} \right)$$

$$\frac{dp}{dz} = - \frac{fk \cdot Gt^2}{Dp \cdot RM \cdot gc} \left( \frac{1-E}{E^3} \right)$$

dimana:

Gt : kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm<sup>2</sup>.jam

Dp : diameter partikel katalisator, cm

Gc : gaya gravitasi, cm/jam

E : porositas tumbukan katalisator

$\mu$  : viskositas gas, gr/cm.jam

## 5. Katalisator

Jenis :  $H_3PO_4$  (asam phospat)

Bentuk : silinder

Ukuran D :  $5/32$  in = 0,3969 cm

L :  $5/32$  in = 0,3969 cm

Bulk density :  $200 \text{ kg/cm}^3 = 0,2 \text{ gr/cm}^3$

Bila dinyatakan dalam diameter ekuivalen : yaitu diameter bola yang mempunyai volume yang sama dengan silinder (partikel), maka:

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot (0,3969)^2 \cdot (0,3969) \\ &= 0,0491 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

$$V_b = \frac{\pi}{6} \cdot (D_p)^3$$

$$0,0491 = \frac{\pi}{6} \cdot (D_p)^3$$

$$D_p = \left( \frac{6 \cdot 0,0491}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$= 0,4543 \text{ cm}$$

## 6. Pemilihan Pipa

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Karena reaksinya eksotermis maka dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar perpindahan panasnya besar.

Pengaruh rasio  $D_p/D_t$  terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu :  $h_w/h$ , telah diteliti oleh Colburn's (Smith, Chemical Kinetics Engineering, hal 571) yaitu:

$D_p/D_t$	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
$h_w/h$	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	7,8

dipilih  $D_p/D_t = 0,15$

dimana:

$h_w$  : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  : diameter katalisator

$D_t$  : diameter tube

sehingga:

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,4543 \text{ cm}$$

$$D_t = \left( \frac{0,4543}{0,15} \right)$$

$$= 3,0287 \text{ cm}$$

$$= 1,1924 \text{ inch}$$



dari hasil perhitungan tersebut maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik. (Kern)

Dari tabel 11 Kern, Process Heat Transfer, hal 844 dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut:

nominal pipe side	= 1,5	inch
out side diameter	= 4,82	cm
inside diameter	= 4,0894	cm
flow area per pipe	= 2,04	inch
surface per lin.ft	= 0,422	ft <sup>2</sup> /ft
surface luar	= 0,498	ft <sup>2</sup> /ft
sc number	= 40	

### 7. Mencari UD (Design Overall Coefficient)

hi untuk aliran turbulen dalam pipa dapat dihitung dengan rumus 6-2 Kern, Process Heat Transfer, hal 103 :

$$h_i = 0,027 \cdot \frac{k}{D_i} \cdot (RE)^{0,8} (PR)^{1/3}$$

$$RE = \frac{GT \cdot DP}{\mu_R} \quad ; \quad PR = \frac{C_{pm} \cdot \mu_R}{k}$$

dimana :

k: konduktivitas campuran gas, cal/j.m.k

$$k: \frac{\sum y_i.k_i.(B_{mi})^{1/3}}{\sum y_i.(B_{mi})^{1/3}} \quad (\text{perry, 5-ed.3-249})$$

keterangan:

BMi : berat molekul gas

yi : fraksi mol

Re : bilangan Reynold

Dp : diameter partikel katalisator, cm

GT : kecepatan massa campuran gas, gr/jam<sup>2</sup>

$\mu_R$  : viskositas campuran gas, gr/dt.cm

$$: \frac{\sum y_i.\mu_i.(B_{mi})^{1/2}}{\sum y_i.(B_{mi})^{1/2}} \quad (\text{perry,5-ed. 3-249})$$

PR : prandtl number

Cp : kapasitas panas campuran gas, ml/g.mol.<sup>0</sup>K

$$: \sum C_{pi}.y_i$$

$\mu_p$  : viskositas pendingin, gr/dt.cm

Kp : konduktivitas pendingin, cal/j.m.<sup>0</sup>K

ID : diameter dalam pipa,cm

Dari perhitungan sebelumnya untuk perbandingan  $D_p/D_t = 0,15$  maka  $h_w/h_i = 7,8$ .  
harga ini dari data hasil penelitian Colburn's (Smith, Chemical Engineering Kinetics,  
hal 511) sehingga:

$$h_i \text{ katalisator} = 7,8 \cdot h_i \text{ (tanpa katalisator)}$$

Harga  $h_o$  dapat dihitung dengan persamaan:

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{D_e} (REs)^{0,55} (PRs)^{1/3}$$

dimana:

$K_p$  : konduktivitas pendingin Dowtherm A. cal/j.m.<sup>0</sup>K

$D_e$  : diameter shell, cm

$REs$  : bilangan Reynolds =  $DE.GS/VP$

$PRs$  : bilangan Prandtl =  $CPP. \mu p/K_p$

$D_e$  :  $\frac{4.(Ptc^2 - \pi.OD^2)/4}{\pi.OD}$

$Asi$  :  $\frac{ID.CL.B}{Ptc}$   $CL = Ptc-OD$

$B = 0,25 \times ID$

$Ptc = 1,25 \times OD$

$$Gs \quad : \quad \frac{ms}{Asi}$$

dimana:

Cl : Clearance antar tube, cm

B : Baffle spacing, cm

Asi : Flow area shell, cm<sup>2</sup>

ms : Weight flow pendingin

Gs : Kecepatan massa dalam shell. G/j.cm<sup>2</sup>

Ptc : pitch

#### 8. UC (Koefisien Overall pada Pipa Bersih)

$$UC = \frac{hio \times ho}{hio + ho}, \text{ cal / j.}^{\circ} \text{ K.cm}^2$$

$$\text{dengan } hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

#### 9. Dirty Factor/Fouling Factor (Rd)

Dari Kern, Process Heat Transfer, hal 845 diperoleh

Untuk uap organic, Rd : 0,0005

Untuk cairan organic, Rd : 0,001

$$\begin{aligned} Rd \text{ total} &= 0,0005 + 0,001 = 0,0015 \text{ ft}^2 \text{ j}^{\circ} \text{ F/Btu} \\ &= 0,00307 \text{ J cm}^2 \text{ }^{\circ} \text{ K/cal} \end{aligned}$$

sehingga:

$$UD = \frac{UC}{Rd(UC + 1)}, \text{ cal / jcm}^{20} K$$

## 10. Menghitung Jumlah Pipa

Dari fig 2.22 Brown “Unit Operation” hal 213 berdasarkan perbandingan  $D_p/D_t$  didapat porositas ( $E$ ) = 0,36

$$\text{Faktor Sphericity (Y)} = \frac{\text{luas permukaan bola dengan volume partikel}}{\text{luas permukaan partikel}}$$

$$Y = \frac{\pi \cdot D_p^2}{\left[ \pi \cdot D \cdot L + 2 \cdot \left( \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) \right]}$$
$$= \frac{3,14 \cdot (0,4543^2)}{\left[ 3,14 \cdot 0,3969 \cdot 0,3969 + 2 \cdot \left( \frac{3,14}{4} \right) \cdot (0,3969^2) \right]}$$
$$= 0,7968$$

dari fig 219 Brown hal 211 didapat  $F_{RE} = 50,8$

maka

$$Re = \frac{F_{RE} \cdot G_T \cdot DP}{\mu} ; \mu \text{ camp} = 5,3532 \cdot 10^{-4} \text{ gr/dt.cm}$$

$$\text{luas penampang pipa (A}_0) = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2$$
$$= 3,14/4(4,0894)^2 = 13,1344 \text{ cm}^2$$

$Re = 3100 \rightarrow$  aliran turbulen ( $Re \gg \gg$ )

$$GT = 3100/Dp \cdot F_{RE}$$
$$= (3100 \times 0,00050842)/(0,4543 \times 50,8) = 0,0683 \text{ gr/dt.cm}^2$$

kecepatan umpan gas (G)

$$G = \frac{182780,1844 \times 1000}{3600} = 50772,2734 \text{ gr/dt}$$

$$At = G/Gt$$
$$= 50772,2734/0,0683 = 743511,3163 \text{ cm}^2$$

Jumlah pipa maksimum

$$N_{t_{max}} = At/A_0$$
$$= 743511,3163/13,1344 = 56608,0919 \approx 56609 \text{ pipa}$$

Nt diambil = 4000 pipa

Kecepatan volume gas masuk reaktor =  $1337652,992 \text{ cm}^3/\text{s}$

Kecepatan linier umpan masuk gas dalam pipa:

$$V = \frac{V_0}{A_0 \cdot At}$$
$$= \frac{1337652,992 \text{ cm}^3 / \text{s}}{13,1344 \text{ cm}^2 \times 743511 \text{ pipa}}$$
$$= 0.1370 \text{ cm/dt pipa}$$

Kecepatan linier suatu fluida melewati padatan berpori dapat dicari dengan persamaan 14, Brown, Unit Operation, hal 74

$$V = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g) g D_p}{3 \rho_g f D}}$$

$$f_D = 1,0 \text{ (figure 70, Brown, Unit Operations, hal 70)}$$

$$\rho_b = 0,2 \text{ g/cm}^3$$

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{p \cdot BM}{RT} \\ &= \left( \frac{68 \times 21,618}{0,08206 \cdot 523} \right) = 0,03425 \text{ gr/cm}^3 \end{aligned}$$

$$g = 981 \text{ cm/s}^2$$

$$D_p = 0,4543 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} V_{\max} &= \sqrt{\frac{4 \times (0,2 - 0,03425) \times 981 \times 0,4543}{3 \times 0,03425 \times 1}} \\ &= 53,6265 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{V_o}{V_{\max}} \\ &= \frac{1337652,992 \text{ cm}^3 / \text{s}}{53,6255 \text{ cm/s}} \\ &= 24944,36832 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Jumlah pipa minimum

$$\begin{aligned} N_{t_{\min}} &= \frac{A}{A_o} \\ &= \frac{24944,36832 \text{ cm}^2}{13,1344 \text{ cm}^2} \end{aligned}$$

$$= 1899,168261 \text{ pipa} \approx 1900 \text{ pipa}$$

**Kecepatan massa masuk reaktor**

Komponen	kmol/jam	kg/jam	BM
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4235.0044	118807.1201	28.0536
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	197.5509	5940.3558	30.0700
H <sub>2</sub> O	3197.3944	58032.7085	18.1500
TOTAL	7629.9497	182780.1844	76.2736

**Kecepatan massa keluar reactor**

Komponen	kmol/jam	kg/jam	BM
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4023.3219	112868.6640	28.0536
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	197.5509	5940.3558	30.0700
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	202.5563	9331.7700	46.0700
H <sub>2</sub> O	3010.4350	54639.3946	18.1500
TOTAL	7433.8641	182780.1844	122.3436

FA <sub>0</sub>	4235.0044	kmol/jam
FB <sub>0</sub>	3197.3944	kmol/jam
FC <sub>0</sub>	0	kmol/jam
T umpan masuk	523	K
Gravitasi, g	981	cm/s <sup>2</sup>
T pendingin keluar	522	K
Konversi X <sub>a</sub>	0.05	
YA	0.5273	kmol/jam
YB	0.4468	kmol/jam
YC	0.0278	kmol/jam
Total Fraksi Mol	1.0019	
P	68	atm
BM total	122.3436	
R	0.08206	atm.m <sup>3</sup> /kmol.K

**Volume Gas Masuk Reaktor**

Z untuk gas	1	
V	4815.5508	m <sup>3</sup> /jam
ρ gas	37956.2366	g/cm <sup>3</sup>
FK	1.7511	



**KONSTANTA KECEPATAN REAKSI**

	2132/T-
log K	6.241
log K	-2.1645
K	0.0068

**KECEPATAN REAKSI**

(-rA)	K (PA-PC) / (PB.KP)
PA	35.8562 kmol/jam
PB	30.3831 kmol/jam
PC	1.8872 kmol/jam
KP	0.0017 kmol/jam
(-rA)	4.4189 kmol/jam

**KATALISATOR**

Bulk density	0.2 g/cm <sup>3</sup>
D	0.3969 cm
L	0.3969 cm
Vs	0.0491
Dp	0.4543 cm

**PEMILIHAN PIPA**

Dp/Dt	0.15
hw/h	7.8
Dt	1.1925 inch
Nominal Pipe Size	1.5 inch
OD	4.825 cm
ID	4.0894 cm
Flow Area Per Pipe	2.04 inch
Surface Dalam	0.422 ft <sup>2</sup> /ft
Surface Luar	0.498 ft <sup>2</sup> /ft
Sch. Number	40

**VISKOSITAS CAMPURAN GAS,  $\mu$  (g/cm.s)**

$\mu$ C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.000335 g/cm.s
$\mu$ C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0007345 g/cm.s
$\mu$ C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.001074 g/cm.s
$\mu$ H <sub>2</sub> O	0.000776 g/cm.s
F C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4235.0044 kmol/jam
F C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	197.5509 kmol/jam
F C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.0000 kmol/jam
F H <sub>2</sub> O	3197.3944 kmol/jam
F Total	7629.9497 kmol/jam



Y C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.5551	
Y C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0259	
Y C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.0000	
Y H <sub>2</sub> O	0.4191	
$\sum Y_i \cdot \mu_i \cdot B M_i^{1/2}$	0.0025	
$\sum Y_i \cdot B M_i^{1/2}$	4.8671	
$\mu$ campuran	0.00050842	g/cm.s

**KAPASITAS PANAS CAMPURAN GAS, Cp**

Cp C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	15.6138	cal/g.mol.K
Cp C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	19.3008	cal/g.mol.K
Cp C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	23.4587	cal/g.mol.K
Cp H <sub>2</sub> O	8.5056	cal/g.mol.K
Cp Total	66.8788	cal/g.mol.K

F.Cp C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	66124.3138	
F.Cp C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3812.8991	
F.Cp C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.0000	
F.Cp H <sub>2</sub> O	27195.6765	
$\sum (F_i \cdot C_{p_i})$	97132.8894	

**KONDUKTIVITAS CAMPURAN GAS**

K C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.029755547	cal/jam.m <sup>3</sup> .K
K C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.030115211	cal/jam.m <sup>3</sup> .K
K C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.003668992	cal/jam.m <sup>3</sup> .K
K H <sub>2</sub> O	0.001824919	cal/jam.m <sup>3</sup> .K
$\sum Y_i \cdot K_i \cdot B M_i^{1/2}$	0.0546	
$\sum Y_i \cdot B M_i^{1/2}$	2.8683	
K <sub>m</sub>	0.0190	

**MENCARI JUMLAH PIPA**

Faktor Sphericity	0.7967	
F Re	50.8	
Luas penampang pipa		
Ao	13.1344	cm <sup>2</sup>
bila Re adalah bilangan Reynold		
Turbulen minimum		
Re	3100	
GT	0.0683	
G	50772.2734	
At	743511.3163	
Nt max	56608.0919	pipa

Kecepatan linier gas dalam pipa (V)	1.7991	cm/s pipa
$\rho.g$	0.0343	g/cm <sup>3</sup>
fD	1	
V max	53.6255	g/cm <sup>3</sup>
Untuk jumlah pipa minimum		
Kecepatan volumetrik gas masuk reaktor		
V <sub>o</sub>	1337652.992	cm <sup>3</sup> /s
A	24944.36832	cm <sup>2</sup>
N <sub>t min</sub>	1899.168261	pipa
N <sub>t</sub>	4000	pipa

#### SUSUNAN PIPA

Pipa disusun secara triangular pitch

Pitch, Pt	6.0313	cm
Clearance, Cl	1.2063	cm
Weight flow pendingin, ms	13280.0000	g/s
B	1001.6165	cm
Luas penampang shell		
ID <sub>s</sub>	40.0647	m
Luas aliran dalam pipa		
A <sub>t</sub>	52510.8240	cm <sup>2</sup>
Luas aliran dalam shell		
A <sub>s</sub>	8025.8843	cm <sup>2</sup>
Kecepatan umpan total / luas penampang pipa		
G <sub>t</sub>	0.9669	g/cm <sup>2</sup> .s
Kecepatan umpan pendingin / luas shell,		
G <sub>s</sub>	1.6546	g/cm <sup>2</sup> .s

#### MENCARI UD (DESIGN OVERALL COEFFICIENT)

Kecepatan massa campuran gas, G <sub>t</sub> (g/s)		
Bilangan Reynold, Re	864.0457	
Bilangan Prandtl, Pr	0.0496	
Hi	1.0323	cal/m <sup>2</sup> .jam.K

**Sifat fisis Dowtherm A**

Cpp	0.2894	cal/mol.K
$\mu$ p	13.5610	g/cm.jam
$\rho$ p	0.8567	g/cm <sup>3</sup>
kp	0.9688	cal/jam.m <sup>3</sup> .K
Q Pendingin	25673.7360	cal/jam.m <sup>3</sup> .K
F Pendingin	88700.0000	mol.K/jam
Fp.Cpp	25673.7360	cal/jam.K

Diameter ekuivalen, De	8.3977	cm
Pri	4.0517	
Res	1.0246	
Ho	6.7100	cal/m <sup>2</sup> .jam.K
Hio	0.8749	cal/m <sup>2</sup> .jam.K
UC	0.7740	cal/m <sup>2</sup> .jam.K
Dirty Factor, Rd Untuk uap dan cair organik	0.0015	ft <sup>2</sup> J.°F/BTU
Rd	0.00307	cal/J.cm <sup>2</sup> .K
UD	142.1179	cal/J.cm <sup>2</sup> .K

**MENENTUKAN PANAS REAKSI**

$\Delta H^{\circ}f$ C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-235100	joule/mol.K
$\Delta H^{\circ}f$ C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	52510	joule/mol.K
$\Delta H^{\circ}f$ H <sub>2</sub> O	-241818	joule/mol.K
$\Delta HRo$ produk	-235100.0000	joule/mol.K
	-56190.2486	cal/mol.K
$\Delta HRo$ reaktan	-189308.0000	joule/mol.K
	-45245.6979	cal/mol.K
$\Delta HRo$	-10944.5507	cal/mol.K

dx/dz	0.000028	
z	1788.5039	cm
dt/dz	0.032128	
t	307.4609	°C
dTs/dz	0.083909	
Ts	98.9290	°C
dp/dz	0.000001	



Xa	Z (cm)	T (°C)	Td (°C)	P, atm
0.00000	0.0000	250.0000	249.0000	68.0000
0.03000	1073.1024	284.4765	158.9574	67.9989
0.03003	1074.1024	284.5087	158.8735	67.9989
0.03006	1075.1024	284.5408	158.7896	67.9989
0.03008	1076.1024	284.5729	158.7057	67.9989
0.03011	1077.1024	284.6051	158.6218	67.9989
0.03014	1078.1024	284.6372	158.5378	67.9989
0.03017	1079.1024	284.6693	158.4539	67.9989
0.03020	1080.1024	284.7014	158.3700	67.9989
0.03022	1081.1024	284.7336	158.2861	67.9989
0.03025	1082.1024	284.7657	158.2022	67.9989
0.03028	1083.1024	284.7978	158.1183	67.9989
0.03031	1084.1024	284.8300	158.0344	67.9989
0.03034	1085.1024	284.8621	157.9505	67.9989
0.03036	1086.1024	284.8942	157.8666	67.9989
0.03039	1087.1024	284.9263	157.7827	67.9989
0.03042	1088.1024	284.9585	157.6988	67.9989
0.03045	1089.1024	284.9906	157.6148	67.9989
0.03048	1090.1024	285.0227	157.5309	67.9989
0.03050	1091.1024	285.0548	157.4470	67.9989
0.03053	1092.1024	285.0870	157.3631	67.9989
0.03056	1093.1024	285.1191	157.2792	67.9989
0.03059	1094.1024	285.1512	157.1953	67.9989
0.03062	1095.1024	285.1834	157.1114	67.9989
0.03064	1096.1024	285.2155	157.0275	67.9989
0.03067	1097.1024	285.2476	156.9436	67.9989
0.03070	1098.1024	285.2797	156.8597	67.9989
0.03073	1099.1024	285.3119	156.7758	67.9989
0.03075	1100.1024	285.3440	156.6919	67.9989
0.03078	1101.1024	285.3761	156.6079	67.9989
0.03081	1102.1024	285.4083	156.5240	67.9989
0.03084	1103.1024	285.4404	156.4401	67.9989
0.03087	1104.1024	285.4725	156.3562	67.9989
0.03089	1105.1024	285.5046	156.2723	67.9989
0.03092	1106.1024	285.5368	156.1884	67.9989
0.03095	1107.1024	285.5689	156.1045	67.9989
0.03098	1108.1024	285.6010	156.0206	67.9989
0.03101	1109.1024	285.6332	155.9367	67.9989
0.03103	1110.1024	285.6653	155.8528	67.9989
0.03106	1111.1024	285.6974	155.7689	67.9989
0.03109	1112.1024	285.7295	155.6849	67.9989
0.03112	1113.1024	285.7617	155.6010	67.9989
0.03115	1114.1024	285.7938	155.5171	67.9989



0.03117	1115.1024	285.8259	155.4332	67.9989
0.03120	1116.1024	285.8580	155.3493	67.9989
0.03123	1117.1024	285.8902	155.2654	67.9989
0.03126	1118.1024	285.9223	155.1815	67.9989
0.03129	1119.1024	285.9544	155.0976	67.9989
0.03131	1120.1024	285.9866	155.0137	67.9989
0.03134	1121.1024	286.0187	154.9298	67.9989
0.03137	1122.1024	286.0508	154.8459	67.9989
0.03140	1123.1024	286.0829	154.7620	67.9989
0.03143	1124.1024	286.1151	154.6780	67.9989
0.03145	1125.1024	286.1472	154.5941	67.9989
0.03148	1126.1024	286.1793	154.5102	67.9989
0.03151	1127.1024	286.2115	154.4263	67.9989
0.03154	1128.1024	286.2436	154.3424	67.9989
0.03157	1129.1024	286.2757	154.2585	67.9989
0.03159	1130.1024	286.3078	154.1746	67.9989
0.03162	1131.1024	286.3400	154.0907	67.9989
0.03165	1132.1024	286.3721	154.0068	67.9989
0.03168	1133.1024	286.4042	153.9229	67.9989
0.03171	1134.1024	286.4363	153.8390	67.9989
0.03173	1135.1024	286.4685	153.7550	67.9989
0.03176	1136.1024	286.5006	153.6711	67.9989
0.03179	1137.1024	286.5327	153.5872	67.9989
0.03182	1138.1024	286.5649	153.5033	67.9989
0.03067	1097.1024	285.2476	156.9436	67.9989
0.03070	1098.1024	285.2797	156.8597	67.9989
0.03073	1099.1024	285.3119	156.7758	67.9989
0.03075	1100.1024	285.3440	156.6919	67.9989
0.03078	1101.1024	285.3761	156.6079	67.9989
0.03081	1102.1024	285.4083	156.5240	67.9989
0.00000	0.0000	250.0000	249.0000	68.0000
0.03000	1073.1024	284.4765	158.9574	67.9989
0.03003	1074.1024	284.5087	158.8735	67.9989
0.03006	1075.1024	284.5408	158.7896	67.9989
0.03008	1076.1024	284.5729	158.7057	67.9989
0.03011	1077.1024	284.6051	158.6218	67.9989
0.03014	1078.1024	284.6372	158.5378	67.9989
0.03017	1079.1024	284.6693	158.4539	67.9989
0.03020	1080.1024	284.7014	158.3700	67.9989
0.03022	1081.1024	284.7336	158.2861	67.9989
0.03025	1082.1024	284.7657	158.2022	67.9989
0.03028	1083.1024	284.7978	158.1183	67.9989
0.03031	1084.1024	284.8300	158.0344	67.9989
0.03034	1085.1024	284.8621	157.9505	67.9989

0.03036	1086.1024	284.8942	157.8666	67.9989
0.03039	1087.1024	284.9263	157.7827	67.9989
0.03042	1088.1024	284.9585	157.6988	67.9989
0.03045	1089.1024	284.9906	157.6148	67.9989
0.03048	1090.1024	285.0227	157.5309	67.9989
0.03050	1091.1024	285.0548	157.4470	67.9989
0.03053	1092.1024	285.0870	157.3631	67.9989
0.03056	1093.1024	285.1191	157.2792	67.9989
0.03059	1094.1024	285.1512	157.1953	67.9989
0.03062	1095.1024	285.1834	157.1114	67.9989
0.03064	1096.1024	285.2155	157.0275	67.9989
0.03067	1097.1024	285.2476	156.9436	67.9989
0.03070	1098.1024	285.2797	156.8597	67.9989
0.03073	1099.1024	285.3119	156.7758	67.9989
0.03075	1100.1024	285.3440	156.6919	67.9989
0.03078	1101.1024	285.3761	156.6079	67.9989
0.03081	1102.1024	285.4083	156.5240	67.9989
0.03084	1103.1024	285.4404	156.4401	67.9989
0.03087	1104.1024	285.4725	156.3562	67.9989
0.03089	1105.1024	285.5046	156.2723	67.9989
0.03092	1106.1024	285.5368	156.1884	67.9989
0.03095	1107.1024	285.5689	156.1045	67.9989
0.03098	1108.1024	285.6010	156.0206	67.9989
0.03101	1109.1024	285.6332	155.9367	67.9989
0.03103	1110.1024	285.6653	155.8528	67.9989
0.03106	1111.1024	285.6974	155.7689	67.9989
0.03109	1112.1024	285.7295	155.6849	67.9989
0.03112	1113.1024	285.7617	155.6010	67.9989
0.03115	1114.1024	285.7938	155.5171	67.9989
0.03117	1115.1024	285.8259	155.4332	67.9989
0.03120	1116.1024	285.8580	155.3493	67.9989
0.03123	1117.1024	285.8902	155.2654	67.9989
0.03126	1118.1024	285.9223	155.1815	67.9989
0.03129	1119.1024	285.9544	155.0976	67.9989
0.03131	1120.1024	285.9866	155.0137	67.9989
0.03134	1121.1024	286.0187	154.9298	67.9989
0.03137	1122.1024	286.0508	154.8459	67.9989
0.03140	1123.1024	286.0829	154.7620	67.9989
0.03143	1124.1024	286.1151	154.6780	67.9989
0.03145	1125.1024	286.1472	154.5941	67.9989
0.03148	1126.1024	286.1793	154.5102	67.9989
0.03151	1127.1024	286.2115	154.4263	67.9989
0.03154	1128.1024	286.2436	154.3424	67.9989
0.03157	1129.1024	286.2757	154.2585	67.9989



0.03159	1130.1024	286.3078	154.1746	67.9989
0.03162	1131.1024	286.3400	154.0907	67.9989
0.03165	1132.1024	286.3721	154.0068	67.9989
0.03168	1133.1024	286.4042	153.9229	67.9989
0.03171	1134.1024	286.4363	153.8390	67.9989
0.03173	1135.1024	286.4685	153.7550	67.9989
0.03176	1136.1024	286.5006	153.6711	67.9989
0.03179	1137.1024	286.5327	153.5872	67.9989
0.03182	1138.1024	286.5649	153.5033	67.9989
0.03185	1139.1024	286.5970	153.4194	67.9989
0.03187	1140.1024	286.6291	153.3355	67.9989
0.03190	1141.1024	286.6612	153.2516	67.9989
0.03193	1142.1024	286.6934	153.1677	67.9989
0.03196	1143.1024	286.7255	153.0838	67.9989
0.03198	1144.1024	286.7576	152.9999	67.9989
0.03201	1145.1024	286.7898	152.9160	67.9989
0.03204	1146.1024	286.8219	152.8321	67.9989
0.03207	1147.1024	286.8540	152.7481	67.9989
0.03210	1148.1024	286.8861	152.6642	67.9989
0.03212	1149.1024	286.9183	152.5803	67.9989
0.03215	1150.1024	286.9504	152.4964	67.9989
0.03218	1151.1024	286.9825	152.4125	67.9989
0.03221	1152.1024	287.0147	152.3286	67.9989
0.03224	1153.1024	287.0468	152.2447	67.9989
0.03226	1154.1024	287.0789	152.1608	67.9989
0.03229	1155.1024	287.1110	152.0769	67.9989
0.03224	1153.1024	287.0468	152.2447	67.9989
0.03226	1154.1024	287.0789	152.1608	67.9989
0.03229	1155.1024	287.1110	152.0769	67.9989
0.03232	1156.1024	287.1432	151.9930	67.9988
0.03235	1157.1024	287.1753	151.9091	67.9988
0.03238	1158.1024	287.2074	151.8251	67.9988
0.03240	1159.1024	287.2395	151.7412	67.9988
0.03243	1160.1024	287.2717	151.6573	67.9988
0.03246	1161.1024	287.3038	151.5734	67.9988
0.03249	1162.1024	287.3359	151.4895	67.9988
0.03252	1163.1024	287.3681	151.4056	67.9988
0.03254	1164.1024	287.4002	151.3217	67.9988
0.03257	1165.1024	287.4323	151.2378	67.9988
0.03260	1166.1024	287.4644	151.1539	67.9988
0.03263	1167.1024	287.4966	151.0700	67.9988
0.03266	1168.1024	287.5287	150.9861	67.9988
0.03268	1169.1024	287.5608	150.9022	67.9988
0.03271	1170.1024	287.5930	150.8182	67.9988



0.03274	1171.1024	287.6251	150.7343	67.9988
0.03277	1172.1024	287.6572	150.6504	67.9988
0.03280	1173.1024	287.6893	150.5665	67.9988
0.03282	1174.1024	287.7215	150.4826	67.9988
0.03285	1175.1024	287.7536	150.3987	67.9988
0.03288	1176.1024	287.7857	150.3148	67.9988
0.03291	1177.1024	287.8178	150.2309	67.9988
0.03294	1178.1024	287.8500	150.1470	67.9988
0.03296	1179.1024	287.8821	150.0631	67.9988
0.03299	1180.1024	287.9142	149.9792	67.9988
0.03302	1181.1024	287.9464	149.8952	67.9988
0.03305	1182.1024	287.9785	149.8113	67.9988
0.03308	1183.1024	288.0106	149.7274	67.9988
0.03310	1184.1024	288.0427	149.6435	67.9988
0.03313	1185.1024	288.0749	149.5596	67.9988
0.03316	1186.1024	288.1070	149.4757	67.9988
0.03319	1187.1024	288.1391	149.3918	67.9988
0.03321	1188.1024	288.1713	149.3079	67.9988
0.03324	1189.1024	288.2034	149.2240	67.9988
0.03327	1190.1024	288.2355	149.1401	67.9988
0.03330	1191.1024	288.2676	149.0562	67.9988
0.03333	1192.1024	288.2998	148.9723	67.9988
0.03335	1193.1024	288.3319	148.8883	67.9988
0.03338	1194.1024	288.3640	148.8044	67.9988
0.03341	1195.1024	288.3962	148.7205	67.9988
0.03344	1196.1024	288.4283	148.6366	67.9988
0.03347	1197.1024	288.4604	148.5527	67.9988
0.03349	1198.1024	288.4925	148.4688	67.9988
0.03352	1199.1024	288.5247	148.3849	67.9988
0.03355	1200.1024	288.5568	148.3010	67.9988
0.03358	1201.1024	288.5889	148.2171	67.9988
0.03361	1202.1024	288.6210	148.1332	67.9988
0.03363	1203.1024	288.6532	148.0493	67.9988
0.03366	1204.1024	288.6853	147.9653	67.9988
0.03369	1205.1024	288.7174	147.8814	67.9988
0.03372	1206.1024	288.7496	147.7975	67.9988
0.03375	1207.1024	288.7817	147.7136	67.9988
0.03377	1208.1024	288.8138	147.6297	67.9988
0.03380	1209.1024	288.8459	147.5458	67.9988
0.03383	1210.1024	288.8781	147.4619	67.9988
0.03386	1211.1024	288.9102	147.3780	67.9988
0.03389	1212.1024	288.9423	147.2941	67.9988
0.03391	1213.1024	288.9745	147.2102	67.9988
0.03394	1214.1024	289.0066	147.1263	67.9988

0.03397	1215.1024	289.0387	147.0424	67.9988
0.03400	1216.1024	289.0708	146.9584	67.9988
0.03403	1217.1024	289.1030	146.8745	67.9988
0.03405	1218.1024	289.1351	146.7906	67.9988
0.03408	1219.1024	289.1672	146.7067	67.9988
0.03411	1220.1024	289.1994	146.6228	67.9988
0.03414	1221.1024	289.2315	146.5389	67.9988
0.03417	1222.1024	289.2636	146.4550	67.9988
0.03419	1223.1024	289.2957	146.3711	67.9988
0.03422	1224.1024	289.3279	146.2872	67.9988
0.03425	1225.1024	289.3600	146.2033	67.9988
0.03428	1226.1024	289.3921	146.1194	67.9988
0.03431	1227.1024	289.4242	146.0355	67.9988
0.03433	1228.1024	289.4564	145.9515	67.9988
0.03436	1229.1024	289.4885	145.8676	67.9988
0.03439	1230.1024	289.5206	145.7837	67.9988
0.03442	1231.1024	289.5528	145.6998	67.9988
0.03445	1232.1024	289.5849	145.6159	67.9988
0.03447	1233.1024	289.6170	145.5320	67.9988
0.03450	1234.1024	289.6491	145.4481	67.9988
0.03453	1235.1024	289.6813	145.3642	67.9988
0.03456	1236.1024	289.7134	145.2803	67.9988
0.03458	1237.1024	289.7455	145.1964	67.9988
0.03461	1238.1024	289.7777	145.1125	67.9988
0.03464	1239.1024	289.8098	145.0285	67.9988
0.03467	1240.1024	289.8419	144.9446	67.9988
0.03470	1241.1024	289.8740	144.8607	67.9988
0.03472	1242.1024	289.9062	144.7768	67.9988
0.03475	1243.1024	289.9383	144.6929	67.9988
0.03478	1244.1024	289.9704	144.6090	67.9988
0.03481	1245.1024	290.0025	144.5251	67.9988
0.03484	1246.1024	290.0347	144.4412	67.9988
0.03486	1247.1024	290.0668	144.3573	67.9988
0.03489	1248.1024	290.0989	144.2734	67.9988
0.03492	1249.1024	290.1311	144.1895	67.9988
0.03495	1250.1024	290.1632	144.1056	67.9988
0.03498	1251.1024	290.1953	144.0216	67.9988
0.03500	1252.1024	290.2274	143.9377	67.9988
0.03503	1253.1024	290.2596	143.8538	67.9988
0.03506	1254.1024	290.2917	143.7699	67.9988
0.03509	1255.1024	290.3238	143.6860	67.9988
0.03512	1256.1024	290.3560	143.6021	67.9988
0.03514	1257.1024	290.3881	143.5182	67.9987
0.03517	1258.1024	290.4202	143.4343	67.9987

0.03520	1259.1024	290.4523	143.3504	67.9987
0.03523	1260.1024	290.4845	143.2665	67.9987
0.03526	1261.1024	290.5166	143.1826	67.9987
0.03528	1262.1024	290.5487	143.0986	67.9987
0.03531	1263.1024	290.5809	143.0147	67.9987
0.03534	1264.1024	290.6130	142.9308	67.9987
0.03537	1265.1024	290.6451	142.8469	67.9987
0.03540	1266.1024	290.6772	142.7630	67.9987
0.03542	1267.1024	290.7094	142.6791	67.9987
0.03545	1268.1024	290.7415	142.5952	67.9987
0.03548	1269.1024	290.7736	142.5113	67.9987
0.03551	1270.1024	290.8057	142.4274	67.9987
0.03554	1271.1024	290.8379	142.3435	67.9987
0.03556	1272.1024	290.8700	142.2596	67.9987
0.03559	1273.1024	290.9021	142.1757	67.9987
0.03562	1274.1024	290.9343	142.0917	67.9987
0.03565	1275.1024	290.9664	142.0078	67.9987
0.03568	1276.1024	290.9985	141.9239	67.9987
0.03570	1277.1024	291.0306	141.8400	67.9987
0.03573	1278.1024	291.0628	141.7561	67.9987
0.03576	1279.1024	291.0949	141.6722	67.9987
0.03579	1280.1024	291.1270	141.5883	67.9987
0.03581	1281.1024	291.1592	141.5044	67.9987
0.03584	1282.1024	291.1913	141.4205	67.9987
0.03587	1283.1024	291.2234	141.3366	67.9987
0.03590	1284.1024	291.2555	141.2527	67.9987
0.03593	1285.1024	291.2877	141.1687	67.9987
0.03595	1286.1024	291.3198	141.0848	67.9987
0.03598	1287.1024	291.3519	141.0009	67.9987
0.03601	1288.1024	291.3840	140.9170	67.9987
0.03604	1289.1024	291.4162	140.8331	67.9987
0.03607	1290.1024	291.4483	140.7492	67.9987
0.03609	1291.1024	291.4804	140.6653	67.9987
0.03612	1292.1024	291.5126	140.5814	67.9987
0.03615	1293.1024	291.5447	140.4975	67.9987
0.03618	1294.1024	291.5768	140.4136	67.9987
0.03621	1295.1024	291.6089	140.3297	67.9987
0.03623	1296.1024	291.6411	140.2458	67.9987
0.03626	1297.1024	291.6732	140.1618	67.9987
0.03629	1298.1024	291.7053	140.0779	67.9987
0.03632	1299.1024	291.7375	139.9940	67.9987
0.03635	1300.1024	291.7696	139.9101	67.9987
0.03637	1301.1024	291.8017	139.8262	67.9987
0.03640	1302.1024	291.8338	139.7423	67.9987

0.03643	1303.1024	291.8660	139.6584	67.9987
0.03646	1304.1024	291.8981	139.5745	67.9987
0.03649	1305.1024	291.9302	139.4906	67.9987
0.03651	1306.1024	291.9624	139.4067	67.9987
0.03654	1307.1024	291.9945	139.3228	67.9987
0.03657	1308.1024	292.0266	139.2388	67.9987
0.03660	1309.1024	292.0587	139.1549	67.9987
0.03663	1310.1024	292.0909	139.0710	67.9987
0.03665	1311.1024	292.1230	138.9871	67.9987
0.03668	1312.1024	292.1551	138.9032	67.9987
0.03671	1313.1024	292.1872	138.8193	67.9987
0.03674	1314.1024	292.2194	138.7354	67.9987
0.03677	1315.1024	292.2515	138.6515	67.9987
0.03679	1316.1024	292.2836	138.5676	67.9987
0.03682	1317.1024	292.3158	138.4837	67.9987
0.03685	1318.1024	292.3479	138.3998	67.9987
0.03688	1319.1024	292.3800	138.3159	67.9987
0.03691	1320.1024	292.4121	138.2319	67.9987
0.03693	1321.1024	292.4443	138.1480	67.9987
0.03696	1322.1024	292.4764	138.0641	67.9987
0.03699	1323.1024	292.5085	137.9802	67.9987
0.03702	1324.1024	292.5407	137.8963	67.9987
0.03704	1325.1024	292.5728	137.8124	67.9987
0.03707	1326.1024	292.6049	137.7285	67.9987
0.03710	1327.1024	292.6370	137.6446	67.9987
0.03713	1328.1024	292.6692	137.5607	67.9987
0.03716	1329.1024	292.7013	137.4768	67.9987
0.03718	1330.1024	292.7334	137.3929	67.9987
0.03721	1331.1024	292.7655	137.3089	67.9987
0.03724	1332.1024	292.7977	137.2250	67.9987
0.03727	1333.1024	292.8298	137.1411	67.9987
0.03730	1334.1024	292.8619	137.0572	67.9987
0.03732	1335.1024	292.8941	136.9733	67.9987
0.03735	1336.1024	292.9262	136.8894	67.9987
0.03738	1337.1024	292.9583	136.8055	67.9987
0.03741	1338.1024	292.9904	136.7216	67.9987
0.03744	1339.1024	293.0226	136.6377	67.9987
0.03746	1340.1024	293.0547	136.5538	67.9987
0.03749	1341.1024	293.0868	136.4699	67.9987
0.03752	1342.1024	293.1190	136.3860	67.9987
0.03755	1343.1024	293.1511	136.3020	67.9987
0.03758	1344.1024	293.1832	136.2181	67.9987
0.03760	1345.1024	293.2153	136.1342	67.9987
0.03763	1346.1024	293.2475	136.0503	67.9987

0.03766	1347.1024	293.2796	135.9664	67.9987
0.03769	1348.1024	293.3117	135.8825	67.9987
0.03772	1349.1024	293.3439	135.7986	67.9987
0.03774	1350.1024	293.3760	135.7147	67.9987
0.03777	1351.1024	293.4081	135.6308	67.9987
0.03780	1352.1024	293.4402	135.5469	67.9987
0.03783	1353.1024	293.4724	135.4630	67.9987
0.03786	1354.1024	293.5045	135.3790	67.9987
0.03788	1355.1024	293.5366	135.2951	67.9987
0.03791	1356.1024	293.5687	135.2112	67.9987
0.03794	1357.1024	293.6009	135.1273	67.9986
0.03797	1358.1024	293.6330	135.0434	67.9986
0.03800	1359.1024	293.6651	134.9595	67.9986
0.03802	1360.1024	293.6973	134.8756	67.9986
0.03805	1361.1024	293.7294	134.7917	67.9986
0.03808	1362.1024	293.7615	134.7078	67.9986
0.03811	1363.1024	293.7936	134.6239	67.9986
0.03814	1364.1024	293.8258	134.5400	67.9986
0.03816	1365.1024	293.8579	134.4561	67.9986
0.03819	1366.1024	293.8900	134.3721	67.9986
0.03822	1367.1024	293.9222	134.2882	67.9986
0.03825	1368.1024	293.9543	134.2043	67.9986
0.03828	1369.1024	293.9864	134.1204	67.9986
0.03830	1370.1024	294.0185	134.0365	67.9986
0.03833	1371.1024	294.0507	133.9526	67.9986
0.03836	1372.1024	294.0828	133.8687	67.9986
0.03839	1373.1024	294.1149	133.7848	67.9986
0.03841	1374.1024	294.1470	133.7009	67.9986
0.03844	1375.1024	294.1792	133.6170	67.9986
0.03847	1376.1024	294.2113	133.5331	67.9986
0.03850	1377.1024	294.2434	133.4491	67.9986
0.03853	1378.1024	294.2756	133.3652	67.9986
0.03855	1379.1024	294.3077	133.2813	67.9986
0.03858	1380.1024	294.3398	133.1974	67.9986
0.03861	1381.1024	294.3719	133.1135	67.9986
0.03864	1382.1024	294.4041	133.0296	67.9986
0.03867	1383.1024	294.4362	132.9457	67.9986
0.03869	1384.1024	294.4683	132.8618	67.9986
0.03872	1385.1024	294.5005	132.7779	67.9986
0.03875	1386.1024	294.5326	132.6940	67.9986
0.03878	1387.1024	294.5647	132.6101	67.9986
0.03881	1388.1024	294.5968	132.5262	67.9986
0.03883	1389.1024	294.6290	132.4422	67.9986
0.03886	1390.1024	294.6611	132.3583	67.9986

0.03889	1391.1024	294.6932	132.2744	67.9986
0.03892	1392.1024	294.7254	132.1905	67.9986
0.03895	1393.1024	294.7575	132.1066	67.9986
0.03897	1394.1024	294.7896	132.0227	67.9986
0.03900	1395.1024	294.8217	131.9388	67.9986
0.03903	1396.1024	294.8539	131.8549	67.9986
0.03906	1397.1024	294.8860	131.7710	67.9986
0.03909	1398.1024	294.9181	131.6871	67.9986
0.03911	1399.1024	294.9502	131.6032	67.9986
0.03914	1400.1024	294.9824	131.5192	67.9986
0.03917	1401.1024	295.0145	131.4353	67.9986
0.03920	1402.1024	295.0466	131.3514	67.9986
0.03923	1403.1024	295.0788	131.2675	67.9986
0.03925	1404.1024	295.1109	131.1836	67.9986
0.03928	1405.1024	295.1430	131.0997	67.9986
0.03931	1406.1024	295.1751	131.0158	67.9986
0.03934	1407.1024	295.2073	130.9319	67.9986
0.03937	1408.1024	295.2394	130.8480	67.9986
0.03939	1409.1024	295.2715	130.7641	67.9986
0.03942	1410.1024	295.3037	130.6802	67.9986
0.03945	1411.1024	295.3358	130.5963	67.9986
0.03948	1412.1024	295.3679	130.5123	67.9986
0.03951	1413.1024	295.4000	130.4284	67.9986
0.03953	1414.1024	295.4322	130.3445	67.9986
0.03956	1415.1024	295.4643	130.2606	67.9986
0.03959	1416.1024	295.4964	130.1767	67.9986
0.03962	1417.1024	295.5286	130.0928	67.9986
0.03964	1418.1024	295.5607	130.0089	67.9986
0.03967	1419.1024	295.5928	129.9250	67.9986
0.03970	1420.1024	295.6249	129.8411	67.9986
0.03973	1421.1024	295.6571	129.7572	67.9986
0.03976	1422.1024	295.6892	129.6733	67.9986
0.03978	1423.1024	295.7213	129.5893	67.9986
0.03981	1424.1024	295.7534	129.5054	67.9986
0.03984	1425.1024	295.7856	129.4215	67.9986
0.03987	1426.1024	295.8177	129.3376	67.9986
0.03990	1427.1024	295.8498	129.2537	67.9986
0.03992	1428.1024	295.8820	129.1698	67.9986
0.03995	1429.1024	295.9141	129.0859	67.9986
0.03998	1430.1024	295.9462	129.0020	67.9986
0.04001	1431.1024	295.9783	128.9181	67.9986
0.04004	1432.1024	296.0105	128.8342	67.9986
0.04006	1433.1024	296.0426	128.7503	67.9986
0.04009	1434.1024	296.0747	128.6664	67.9986



0.04012	1435.1024	296.1069	128.5824	67.9986
0.04015	1436.1024	296.1390	128.4985	67.9986
0.04018	1437.1024	296.1711	128.4146	67.9986
0.04020	1438.1024	296.2032	128.3307	67.9986
0.04023	1439.1024	296.2354	128.2468	67.9986
0.04026	1440.1024	296.2675	128.1629	67.9986
0.04029	1441.1024	296.2996	128.0790	67.9986
0.04032	1442.1024	296.3317	127.9951	67.9986
0.04034	1443.1024	296.3639	127.9112	67.9986
0.04037	1444.1024	296.3960	127.8273	67.9986
0.04040	1445.1024	296.4281	127.7434	67.9986
0.04043	1446.1024	296.4603	127.6594	67.9986
0.04046	1447.1024	296.4924	127.5755	67.9986
0.04048	1448.1024	296.5245	127.4916	67.9986
0.04051	1449.1024	296.5566	127.4077	67.9986
0.04054	1450.1024	296.5888	127.3238	67.9986
0.04057	1451.1024	296.6209	127.2399	67.9986
0.04060	1452.1024	296.6530	127.1560	67.9986
0.04062	1453.1024	296.6852	127.0721	67.9986
0.04065	1454.1024	296.7173	126.9882	67.9986
0.04068	1455.1024	296.7494	126.9043	67.9986
0.04071	1456.1024	296.7815	126.8204	67.9986
0.04074	1457.1024	296.8137	126.7365	67.9986
0.04076	1458.1024	296.8458	126.6525	67.9985
0.04079	1459.1024	296.8779	126.5686	67.9985
0.04082	1460.1024	296.9101	126.4847	67.9985
0.04085	1461.1024	296.9422	126.4008	67.9985
0.04088	1462.1024	296.9743	126.3169	67.9985
0.04090	1463.1024	297.0064	126.2330	67.9985
0.04093	1464.1024	297.0386	126.1491	67.9985
0.04096	1465.1024	297.0707	126.0652	67.9985
0.04099	1466.1024	297.1028	125.9813	67.9985
0.04101	1467.1024	297.1349	125.8974	67.9985
0.04104	1468.1024	297.1671	125.8135	67.9985
0.04107	1469.1024	297.1992	125.7295	67.9985
0.04110	1470.1024	297.2313	125.6456	67.9985
0.04113	1471.1024	297.2635	125.5617	67.9985
0.04115	1472.1024	297.2956	125.4778	67.9985
0.04118	1473.1024	297.3277	125.3939	67.9985
0.04121	1474.1024	297.3598	125.3100	67.9985
0.04124	1475.1024	297.3920	125.2261	67.9985
0.04127	1476.1024	297.4241	125.1422	67.9985
0.04129	1477.1024	297.4562	125.0583	67.9985
0.04132	1478.1024	297.4884	124.9744	67.9985



0.04135	1479.1024	297.5205	124.8905	67.9985
0.04138	1480.1024	297.5526	124.8066	67.9985
0.04141	1481.1024	297.5847	124.7226	67.9985
0.04143	1482.1024	297.6169	124.6387	67.9985
0.04146	1483.1024	297.6490	124.5548	67.9985
0.04149	1484.1024	297.6811	124.4709	67.9985
0.04152	1485.1024	297.7132	124.3870	67.9985
0.04155	1486.1024	297.7454	124.3031	67.9985
0.04157	1487.1024	297.7775	124.2192	67.9985
0.04160	1488.1024	297.8096	124.1353	67.9985
0.04163	1489.1024	297.8418	124.0514	67.9985
0.04166	1490.1024	297.8739	123.9675	67.9985
0.04169	1491.1024	297.9060	123.8836	67.9985
0.04171	1492.1024	297.9381	123.7996	67.9985
0.04174	1493.1024	297.9703	123.7157	67.9985
0.04177	1494.1024	298.0024	123.6318	67.9985
0.04180	1495.1024	298.0345	123.5479	67.9985
0.04183	1496.1024	298.0667	123.4640	67.9985
0.04185	1497.1024	298.0988	123.3801	67.9985
0.04188	1498.1024	298.1309	123.2962	67.9985
0.04191	1499.1024	298.1630	123.2123	67.9985
0.04194	1500.1024	298.1952	123.1284	67.9985
0.04197	1501.1024	298.2273	123.0445	67.9985
0.04199	1502.1024	298.2594	122.9606	67.9985
0.04202	1503.1024	298.2916	122.8767	67.9985
0.04205	1504.1024	298.3237	122.7927	67.9985
0.04208	1505.1024	298.3558	122.7088	67.9985
0.04211	1506.1024	298.3879	122.6249	67.9985
0.04213	1507.1024	298.4201	122.5410	67.9985
0.04216	1508.1024	298.4522	122.4571	67.9985
0.04219	1509.1024	298.4843	122.3732	67.9985
0.04222	1510.1024	298.5164	122.2893	67.9985
0.04224	1511.1024	298.5486	122.2054	67.9985
0.04227	1512.1024	298.5807	122.1215	67.9985
0.04230	1513.1024	298.6128	122.0376	67.9985
0.04233	1514.1024	298.6450	121.9537	67.9985
0.04236	1515.1024	298.6771	121.8697	67.9985
0.04238	1516.1024	298.7092	121.7858	67.9985
0.04241	1517.1024	298.7413	121.7019	67.9985
0.04244	1518.1024	298.7735	121.6180	67.9985
0.04247	1519.1024	298.8056	121.5341	67.9985
0.04250	1520.1024	298.8377	121.4502	67.9985
0.04252	1521.1024	298.8699	121.3663	67.9985
0.04255	1522.1024	298.9020	121.2824	67.9985

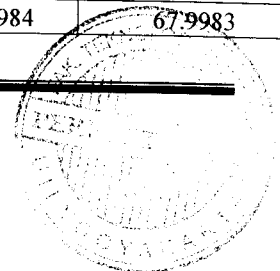


0.04258	1523.1024	298.9341	121.1985	67.9985
0.04261	1524.1024	298.9662	121.1146	67.9985
0.04264	1525.1024	298.9984	121.0307	67.9985
0.04266	1526.1024	299.0305	120.9468	67.9985
0.04269	1527.1024	299.0626	120.8628	67.9985
0.04272	1528.1024	299.0947	120.7789	67.9985
0.04275	1529.1024	299.1269	120.6950	67.9985
0.04278	1530.1024	299.1590	120.6111	67.9985
0.04280	1531.1024	299.1911	120.5272	67.9985
0.04283	1532.1024	299.2233	120.4433	67.9985
0.04286	1533.1024	299.2554	120.3594	67.9985
0.04289	1534.1024	299.2875	120.2755	67.9985
0.04292	1535.1024	299.3196	120.1916	67.9985
0.04294	1536.1024	299.3518	120.1077	67.9985
0.04297	1537.1024	299.3839	120.0238	67.9985
0.04300	1538.1024	299.4160	119.9398	67.9985
0.04303	1539.1024	299.4482	119.8559	67.9985
0.04306	1540.1024	299.4803	119.7720	67.9985
0.04308	1541.1024	299.5124	119.6881	67.9985
0.04311	1542.1024	299.5445	119.6042	67.9985
0.04314	1543.1024	299.5767	119.5203	67.9985
0.04317	1544.1024	299.6088	119.4364	67.9985
0.04320	1545.1024	299.6409	119.3525	67.9985
0.04322	1546.1024	299.6731	119.2686	67.9985
0.04325	1547.1024	299.7052	119.1847	67.9985
0.04328	1548.1024	299.7373	119.1008	67.9985
0.04331	1549.1024	299.7694	119.0169	67.9985
0.04334	1550.1024	299.8016	118.9329	67.9985
0.04336	1551.1024	299.8337	118.8490	67.9985
0.04339	1552.1024	299.8658	118.7651	67.9985
0.04342	1553.1024	299.8979	118.6812	67.9985
0.04345	1554.1024	299.9301	118.5973	67.9985
0.04347	1555.1024	299.9622	118.5134	67.9985
0.04350	1556.1024	299.9943	118.4295	67.9985
0.04353	1557.1024	300.0265	118.3456	67.9985
0.04356	1558.1024	300.0586	118.2617	67.9984
0.04359	1559.1024	300.0907	118.1778	67.9984
0.04361	1560.1024	300.1228	118.0939	67.9984
0.04364	1561.1024	300.1550	118.0099	67.9984
0.04367	1562.1024	300.1871	117.9260	67.9984
0.04370	1563.1024	300.2192	117.8421	67.9984
0.04373	1564.1024	300.2514	117.7582	67.9984
0.04375	1565.1024	300.2835	117.6743	67.9984
0.04378	1566.1024	300.3156	117.5904	67.9984

0.04381	1567.1024	300.3477	117.5065	67.9984
0.04384	1568.1024	300.3799	117.4226	67.9984
0.04347	1555.1024	299.9622	118.5134	67.9985
0.04387	1569.1024	300.4120	117.3387	67.9984
0.04389	1570.1024	300.4441	117.2548	67.9984
0.04392	1571.1024	300.4762	117.1709	67.9984
0.04395	1572.1024	300.5084	117.0870	67.9984
0.04398	1573.1024	300.5405	117.0030	67.9984
0.04401	1574.1024	300.5726	116.9191	67.9984
0.04403	1575.1024	300.6048	116.8352	67.9984
0.04406	1576.1024	300.6369	116.7513	67.9984
0.04409	1577.1024	300.6690	116.6674	67.9984
0.04412	1578.1024	300.7011	116.5835	67.9984
0.04415	1579.1024	300.7333	116.4996	67.9984
0.04417	1580.1024	300.7654	116.4157	67.9984
0.04420	1581.1024	300.7975	116.3318	67.9984
0.04423	1582.1024	300.8297	116.2479	67.9984
0.04426	1583.1024	300.8618	116.1640	67.9984
0.04429	1584.1024	300.8939	116.0800	67.9984
0.04431	1585.1024	300.9260	115.9961	67.9984
0.04434	1586.1024	300.9582	115.9122	67.9984
0.04437	1587.1024	300.9903	115.8283	67.9984
0.04440	1588.1024	301.0224	115.7444	67.9984
0.04443	1589.1024	301.0546	115.6605	67.9984
0.04445	1590.1024	301.0867	115.5766	67.9984
0.04448	1591.1024	301.1188	115.4927	67.9984
0.04451	1592.1024	301.1509	115.4088	67.9984
0.04454	1593.1024	301.1831	115.3249	67.9984
0.04457	1594.1024	301.2152	115.2410	67.9984
0.04459	1595.1024	301.2473	115.1571	67.9984
0.04462	1596.1024	301.2794	115.0731	67.9984
0.04465	1597.1024	301.3116	114.9892	67.9984
0.04468	1598.1024	301.3437	114.9053	67.9984
0.04471	1599.1024	301.3758	114.8214	67.9984
0.04473	1600.1024	301.4080	114.7375	67.9984
0.04476	1601.1024	301.4401	114.6536	67.9984
0.04479	1602.1024	301.4722	114.5697	67.9984
0.04482	1603.1024	301.5043	114.4858	67.9984
0.04484	1604.1024	301.5365	114.4019	67.9984
0.04487	1605.1024	301.5686	114.3180	67.9984
0.04490	1606.1024	301.6007	114.2341	67.9984
0.04493	1607.1024	301.6329	114.1501	67.9984
0.04496	1608.1024	301.6650	114.0662	67.9984
0.04498	1609.1024	301.6971	113.9823	67.9984

0.04501	1610.1024	301.7292	113.8984	67.9984
0.04504	1611.1024	301.7614	113.8145	67.9984
0.04507	1612.1024	301.7935	113.7306	67.9984
0.04510	1613.1024	301.8256	113.6467	67.9984
0.04512	1614.1024	301.8578	113.5628	67.9984
0.04515	1615.1024	301.8899	113.4789	67.9984
0.04518	1616.1024	301.9220	113.3950	67.9984
0.04521	1617.1024	301.9541	113.3111	67.9984
0.04524	1618.1024	301.9863	113.2272	67.9984
0.04526	1619.1024	302.0184	113.1432	67.9984
0.04529	1620.1024	302.0505	113.0593	67.9984
0.04532	1621.1024	302.0826	112.9754	67.9984
0.04535	1622.1024	302.1148	112.8915	67.9984
0.04538	1623.1024	302.1469	112.8076	67.9984
0.04540	1624.1024	302.1790	112.7237	67.9984
0.04543	1625.1024	302.2112	112.6398	67.9984
0.04546	1626.1024	302.2433	112.5559	67.9984
0.04549	1627.1024	302.2754	112.4720	67.9984
0.04552	1628.1024	302.3075	112.3881	67.9984
0.04554	1629.1024	302.3397	112.3042	67.9984
0.04557	1630.1024	302.3718	112.2202	67.9984
0.04560	1631.1024	302.4039	112.1363	67.9984
0.04563	1632.1024	302.4361	112.0524	67.9984
0.04566	1633.1024	302.4682	111.9685	67.9984
0.04568	1634.1024	302.5003	111.8846	67.9984
0.04571	1635.1024	302.5324	111.8007	67.9984
0.04574	1636.1024	302.5646	111.7168	67.9984
0.04577	1637.1024	302.5967	111.6329	67.9984
0.04580	1638.1024	302.6288	111.5490	67.9984
0.04582	1639.1024	302.6609	111.4651	67.9984
0.04585	1640.1024	302.6931	111.3812	67.9984
0.04588	1641.1024	302.7252	111.2973	67.9984
0.04591	1642.1024	302.7573	111.2133	67.9984
0.04594	1643.1024	302.7895	111.1294	67.9984
0.04596	1644.1024	302.8216	111.0455	67.9984
0.04599	1645.1024	302.8537	110.9616	67.9984
0.04602	1646.1024	302.8858	110.8777	67.9984
0.04605	1647.1024	302.9180	110.7938	67.9984
0.04607	1648.1024	302.9501	110.7099	67.9984
0.04610	1649.1024	302.9822	110.6260	67.9984
0.04613	1650.1024	303.0144	110.5421	67.9984
0.04616	1651.1024	303.0465	110.4582	67.9984
0.04619	1652.1024	303.0786	110.3743	67.9984
0.04621	1653.1024	303.1107	110.2903	67.9984

0.04624	1654.1024	303.1429	110.2064	67.9984
0.04627	1655.1024	303.1750	110.1225	67.9984
0.04630	1656.1024	303.2071	110.0386	67.9984
0.04633	1657.1024	303.2393	109.9547	67.9984
0.04635	1658.1024	303.2714	109.8708	67.9984
0.04638	1659.1024	303.3035	109.7869	67.9983
0.04641	1660.1024	303.3356	109.7030	67.9983
0.04644	1661.1024	303.3678	109.6191	67.9983
0.04647	1662.1024	303.3999	109.5352	67.9983
0.04649	1663.1024	303.4320	109.4513	67.9983
0.04652	1664.1024	303.4641	109.3674	67.9983
0.04655	1665.1024	303.4963	109.2834	67.9983
0.04658	1666.1024	303.5284	109.1995	67.9983
0.04661	1667.1024	303.5605	109.1156	67.9983
0.04663	1668.1024	303.5927	109.0317	67.9983
0.04666	1669.1024	303.6248	108.9478	67.9983
0.04669	1670.1024	303.6569	108.8639	67.9983
0.04672	1671.1024	303.6890	108.7800	67.9983
0.04675	1672.1024	303.7212	108.6961	67.9983
0.04677	1673.1024	303.7533	108.6122	67.9983
0.04680	1674.1024	303.7854	108.5283	67.9983
0.04683	1675.1024	303.8176	108.4444	67.9983
0.04686	1676.1024	303.8497	108.3604	67.9983
0.04689	1677.1024	303.8818	108.2765	67.9983
0.04691	1678.1024	303.9139	108.1926	67.9983
0.04694	1679.1024	303.9461	108.1087	67.9983
0.04697	1680.1024	303.9782	108.0248	67.9983
0.04700	1681.1024	304.0103	107.9409	67.9983
0.04703	1682.1024	304.0424	107.8570	67.9983
0.04705	1683.1024	304.0746	107.7731	67.9983
0.04708	1684.1024	304.1067	107.6892	67.9983
0.04711	1685.1024	304.1388	107.6053	67.9983
0.04714	1686.1024	304.1710	107.5214	67.9983
0.04717	1687.1024	304.2031	107.4375	67.9983
0.04719	1688.1024	304.2352	107.3535	67.9983
0.04722	1689.1024	304.2673	107.2696	67.9983
0.04725	1690.1024	304.2995	107.1857	67.9983
0.04728	1691.1024	304.3316	107.1018	67.9983
0.04730	1692.1024	304.3637	107.0179	67.9983
0.04733	1693.1024	304.3959	106.9340	67.9983
0.04736	1694.1024	304.4280	106.8501	67.9983
0.04739	1695.1024	304.4601	106.7662	67.9983
0.04742	1696.1024	304.4922	106.6823	67.9983
0.04744	1697.1024	304.5244	106.5984	67.9983



0.04747	1698.1024	304.5565	106.5145	67.9983
0.04750	1699.1024	304.5886	106.4305	67.9983
0.04753	1700.1024	304.6208	106.3466	67.9983
0.04756	1701.1024	304.6529	106.2627	67.9983
0.04758	1702.1024	304.6850	106.1788	67.9983
0.04761	1703.1024	304.7171	106.0949	67.9983
0.04764	1704.1024	304.7493	106.0110	67.9983
0.04767	1705.1024	304.7814	105.9271	67.9983
0.04770	1706.1024	304.8135	105.8432	67.9983
0.04772	1707.1024	304.8456	105.7593	67.9983
0.04775	1708.1024	304.8778	105.6754	67.9983
0.04778	1709.1024	304.9099	105.5915	67.9983
0.04781	1710.1024	304.9420	105.5076	67.9983
0.04784	1711.1024	304.9742	105.4236	67.9983
0.04786	1712.1024	305.0063	105.3397	67.9983
0.04789	1713.1024	305.0384	105.2558	67.9983
0.04792	1714.1024	305.0705	105.1719	67.9983
0.04795	1715.1024	305.1027	105.0880	67.9983
0.04798	1716.1024	305.1348	105.0041	67.9983
0.04800	1717.1024	305.1669	104.9202	67.9983
0.04803	1718.1024	305.1991	104.8363	67.9983
0.04806	1719.1024	305.2312	104.7524	67.9983
0.04809	1720.1024	305.2633	104.6685	67.9983
0.04812	1721.1024	305.2954	104.5846	67.9983
0.04814	1722.1024	305.3276	104.5006	67.9983
0.04817	1723.1024	305.3597	104.4167	67.9983
0.04820	1724.1024	305.3918	104.3328	67.9983
0.04823	1725.1024	305.4239	104.2489	67.9983
0.04826	1726.1024	305.4561	104.1650	67.9983
0.04828	1727.1024	305.4882	104.0811	67.9983
0.04831	1728.1024	305.5203	103.9972	67.9983
0.04834	1729.1024	305.5525	103.9133	67.9983
0.04837	1730.1024	305.5846	103.8294	67.9983
0.04840	1731.1024	305.6167	103.7455	67.9983
0.04842	1732.1024	305.6488	103.6616	67.9983
0.04845	1733.1024	305.6810	103.5777	67.9983
0.04848	1734.1024	305.7131	103.4937	67.9983
0.04851	1735.1024	305.7452	103.4098	67.9983
0.04854	1736.1024	305.7774	103.3259	67.9983
0.04856	1737.1024	305.8095	103.2420	67.9983
0.04859	1738.1024	305.8416	103.1581	67.9983
0.04862	1739.1024	305.8737	103.0742	67.9983
0.04865	1740.1024	305.9059	102.9903	67.9983
0.04867	1741.1024	305.9380	102.9064	67.9983



0.04870	1742.1024	305.9701	102.8225	67.9983
0.04873	1743.1024	306.0023	102.7386	67.9983
0.04876	1744.1024	306.0344	102.6547	67.9983
0.04879	1745.1024	306.0665	102.5707	67.9983
0.04881	1746.1024	306.0986	102.4868	67.9983
0.04884	1747.1024	306.1308	102.4029	67.9983
0.04887	1748.1024	306.1629	102.3190	67.9983
0.04890	1749.1024	306.1950	102.2351	67.9983
0.04893	1750.1024	306.2271	102.1512	67.9983
0.04895	1751.1024	306.2593	102.0673	67.9983
0.04898	1752.1024	306.2914	101.9834	67.9983
0.04901	1753.1024	306.3235	101.8995	67.9983
0.04904	1754.1024	306.3557	101.8156	67.9983
0.04907	1755.1024	306.3878	101.7317	67.9983
0.04909	1756.1024	306.4199	101.6478	67.9983
0.04912	1757.1024	306.4520	101.5638	67.9983
0.04915	1758.1024	306.4842	101.4799	67.9983
0.04918	1759.1024	306.5163	101.3960	67.9982
0.04921	1760.1024	306.5484	101.3121	67.9982
0.04923	1761.1024	306.5806	101.2282	67.9982
0.04926	1762.1024	306.6127	101.1443	67.9982
0.04929	1763.1024	306.6448	101.0604	67.9982
0.04932	1764.1024	306.6769	100.9765	67.9982
0.04935	1765.1024	306.7091	100.8926	67.9982
0.04937	1766.1024	306.7412	100.8087	67.9982
0.04940	1767.1024	306.7733	100.7248	67.9982
0.04943	1768.1024	306.8054	100.6408	67.9982
0.04946	1769.1024	306.8376	100.5569	67.9982
0.04949	1770.1024	306.8697	100.4730	67.9982
0.04951	1771.1024	306.9018	100.3891	67.9982
0.04954	1772.1024	306.9340	100.3052	67.9982
0.04957	1773.1024	306.9661	100.2213	67.9982
0.04960	1774.1024	306.9982	100.1374	67.9982
0.04963	1775.1024	307.0303	100.0535	67.9982
0.04965	1776.1024	307.0625	99.9696	67.9982
0.04968	1777.1024	307.0946	99.8857	67.9982
0.04971	1778.1024	307.1267	99.8018	67.9982
0.04974	1779.1024	307.1589	99.7179	67.9982
0.04977	1780.1024	307.1910	99.6339	67.9982
0.04979	1781.1024	307.2231	99.5500	67.9982
0.04982	1782.1024	307.2552	99.4661	67.9982
0.04985	1783.1024	307.2874	99.3822	67.9982
0.04988	1784.1024	307.3195	99.2983	67.9982
0.04990	1785.1024	307.3516	99.2144	67.9982



0.04993	1786.1024	307.3838	99.1305	67.9982
0.04937	1766.1024	306.7412	100.8087	67.9982
0.04940	1767.1024	306.7733	100.7248	67.9982
0.04943	1768.1024	306.8054	100.6408	67.9982
0.04946	1769.1024	306.8376	100.5569	67.9982
0.04949	1770.1024	306.8697	100.4730	67.9982
0.04951	1771.1024	306.9018	100.3891	67.9982
0.04954	1772.1024	306.9340	100.3052	67.9982
0.04957	1773.1024	306.9661	100.2213	67.9982
0.04960	1774.1024	306.9982	100.1374	67.9982
0.04963	1775.1024	307.0303	100.0535	67.9982
0.04965	1776.1024	307.0625	99.9696	67.9982
0.04968	1777.1024	307.0946	99.8857	67.9982
0.04971	1778.1024	307.1267	99.8018	67.9982
0.04974	1779.1024	307.1589	99.7179	67.9982
0.04977	1780.1024	307.1910	99.6339	67.9982
0.04979	1781.1024	307.2231	99.5500	67.9982
0.04982	1782.1024	307.2552	99.4661	67.9982
0.04985	1783.1024	307.2874	99.3822	67.9982
0.04988	1784.1024	307.3195	99.2983	67.9982
0.04990	1785.1024	307.3516	99.2144	67.9982
0.04993	1786.1024	307.3838	99.1305	67.9982
0.04937	1766.1024	306.7412	100.8087	67.9982
0.04940	1767.1024	306.7733	100.7248	67.9982
0.04943	1768.1024	306.8054	100.6408	67.9982
0.04946	1769.1024	306.8376	100.5569	67.9982
0.04949	1770.1024	306.8697	100.4730	67.9982
0.04951	1771.1024	306.9018	100.3891	67.9982
0.04954	1772.1024	306.9340	100.3052	67.9982
0.04957	1773.1024	306.9661	100.2213	67.9982
0.04960	1774.1024	306.9982	100.1374	67.9982
0.04963	1775.1024	307.0303	100.0535	67.9982
0.04965	1776.1024	307.0625	99.9696	67.9982
0.04968	1777.1024	307.0946	99.8857	67.9982
0.04971	1778.1024	307.1267	99.8018	67.9982
0.04974	1779.1024	307.1589	99.7179	67.9982
0.04977	1780.1024	307.1910	99.6339	67.9982
0.04979	1781.1024	307.2231	99.5500	67.9982
0.04982	1782.1024	307.2552	99.4661	67.9982
0.04985	1783.1024	307.2874	99.3822	67.9982
0.04988	1784.1024	307.3195	99.2983	67.9982
0.04990	1785.1024	307.3516	99.2144	67.9982
0.04993	1786.1024	307.3838	99.1305	67.9982
0.04949	1770.1024	306.8697	100.4730	67.9982

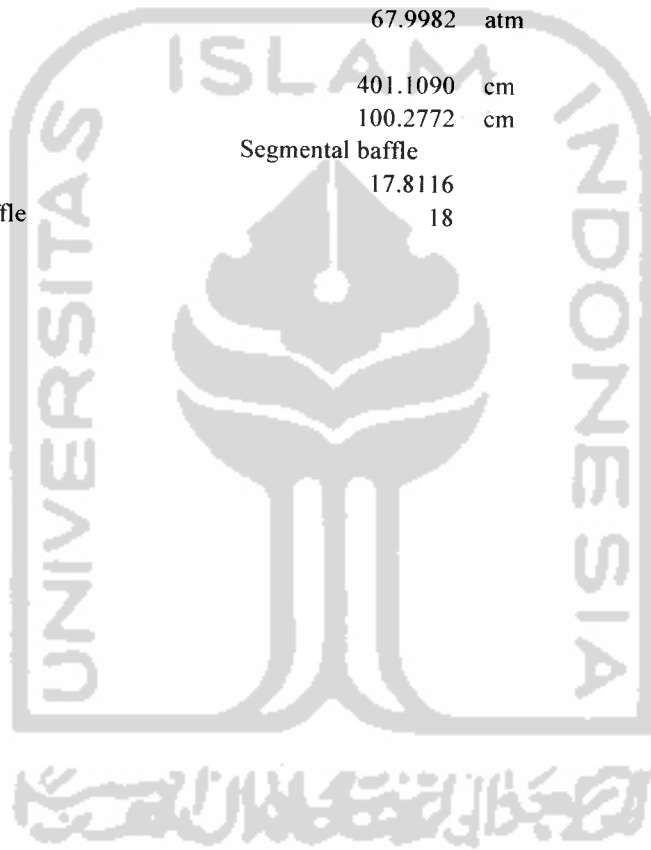


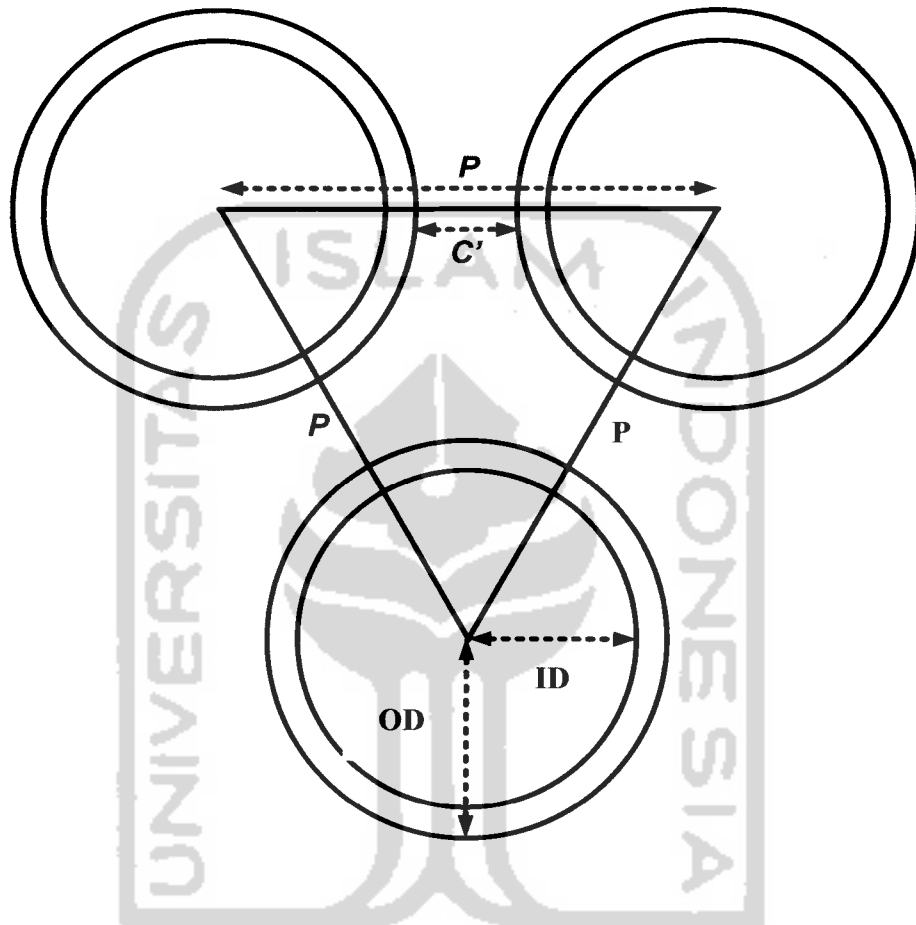
0.04951	1771.1024	306.9018	100.3891	67.9982
0.04954	1772.1024	306.9340	100.3052	67.9982
0.04957	1773.1024	306.9661	100.2213	67.9982
0.04960	1774.1024	306.9982	100.1374	67.9982
0.04963	1775.1024	307.0303	100.0535	67.9982
0.04965	1776.1024	307.0625	99.9696	67.9982
0.04968	1777.1024	307.0946	99.8857	67.9982
0.04971	1778.1024	307.1267	99.8018	67.9982
0.04974	1779.1024	307.1589	99.7179	67.9982
0.04977	1780.1024	307.1910	99.6339	67.9982
0.04979	1781.1024	307.2231	99.5500	67.9982
0.04982	1782.1024	307.2552	99.4661	67.9982
0.04985	1783.1024	307.2874	99.3822	67.9982
0.04988	1784.1024	307.3195	99.2983	67.9982
0.04990	1785.1024	307.3516	99.2144	67.9982
0.04993	1786.1024	307.3838	99.1305	67.9982
0.04949	1770.1024	306.8697	100.4730	67.9982
0.04951	1771.1024	306.9018	100.3891	67.9982
0.04954	1772.1024	306.9340	100.3052	67.9982
0.04957	1773.1024	306.9661	100.2213	67.9982
0.04960	1774.1024	306.9982	100.1374	67.9982
0.04963	1775.1024	307.0303	100.0535	67.9982
0.04965	1776.1024	307.0625	99.9696	67.9982
0.04968	1777.1024	307.0946	99.8857	67.9982
0.04971	1778.1024	307.1267	99.8018	67.9982
0.04974	1779.1024	307.1589	99.7179	67.9982
0.04977	1780.1024	307.1910	99.6339	67.9982
0.04979	1781.1024	307.2231	99.5500	67.9982
0.04982	1782.1024	307.2552	99.4661	67.9982
0.04985	1783.1024	307.2874	99.3822	67.9982
0.04988	1784.1024	307.3195	99.2983	67.9982
0.04990	1785.1024	307.3516	99.2144	67.9982
0.04993	1786.1024	307.3838	99.1305	67.9982
0.04960	1774.1024	306.9982	100.1374	67.9982
0.04963	1775.1024	307.0303	100.0535	67.9982
0.04965	1776.1024	307.0625	99.9696	67.9982
0.04968	1777.1024	307.0946	99.8857	67.9982
0.04971	1778.1024	307.1267	99.8018	67.9982
0.04974	1779.1024	307.1589	99.7179	67.9982
0.04977	1780.1024	307.1910	99.6339	67.9982
0.04979	1781.1024	307.2231	99.5500	67.9982
0.04982	1782.1024	307.2552	99.4661	67.9982
0.04985	1783.1024	307.2874	99.3822	67.9982
0.04988	1784.1024	307.3195	99.2983	67.9982



0.04990	1785.1024	307.3516	99.2144	67.9982
0.04993	1786.1024	307.3838	99.1305	67.9982

Konversi	0.0500	
Suhu gas masuk	250	°C
Suhu gas keluar	307.3838	°C
Suhu pendingin masuk	99.1305	°C
Suhu pendingin keluar	249	°C
Panjang katalis	1786.1024	cm
Tekanan masuk	68	atm
Tekanan keluar	67.9982	atm
Diameter shell	401.1090	cm
Baffle space	100.2772	cm
Jenis baffle	Segmental baffle	
Jumlah baffle	17.8116	
Dipilih jumlah baffle	18	

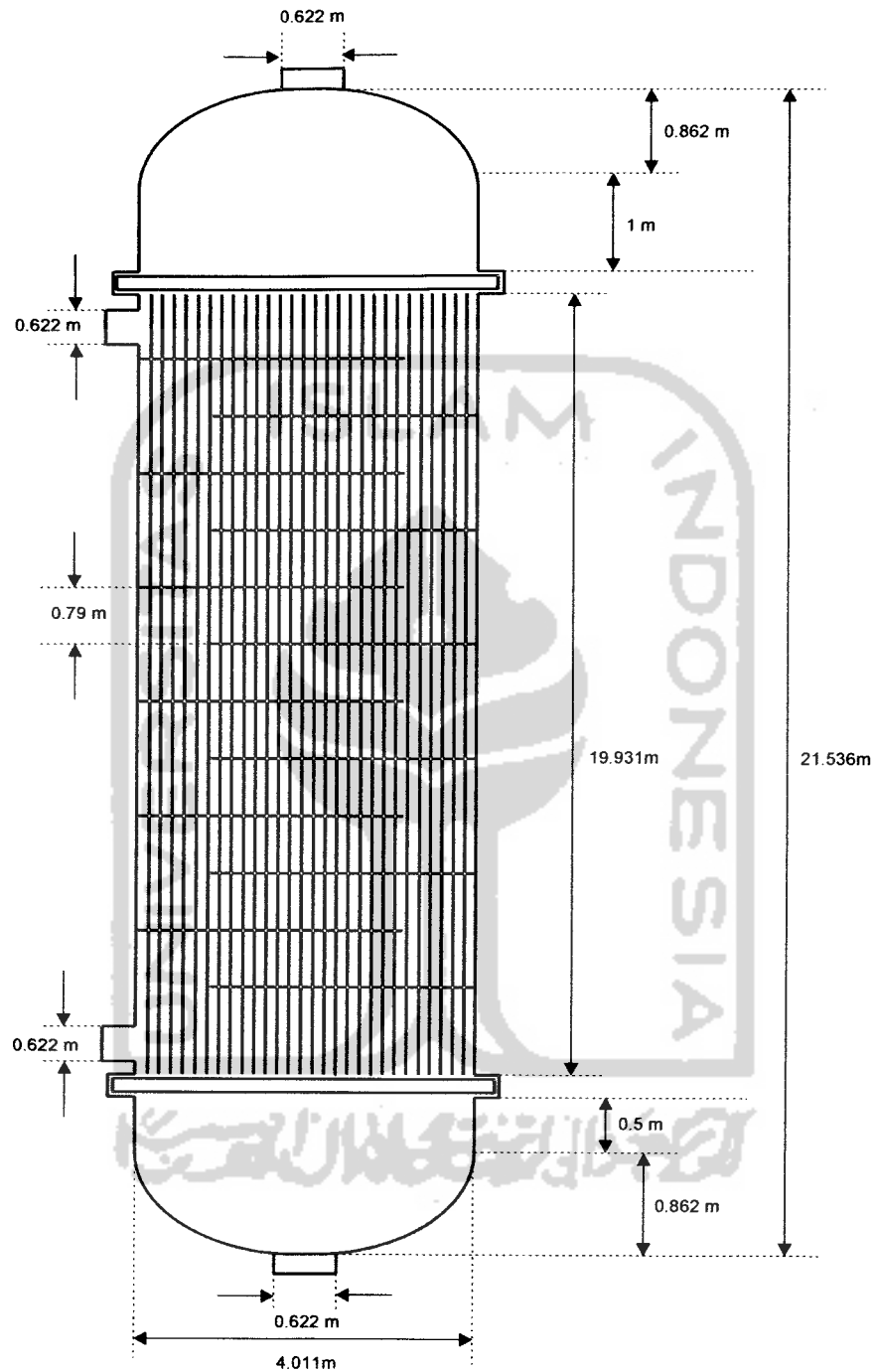




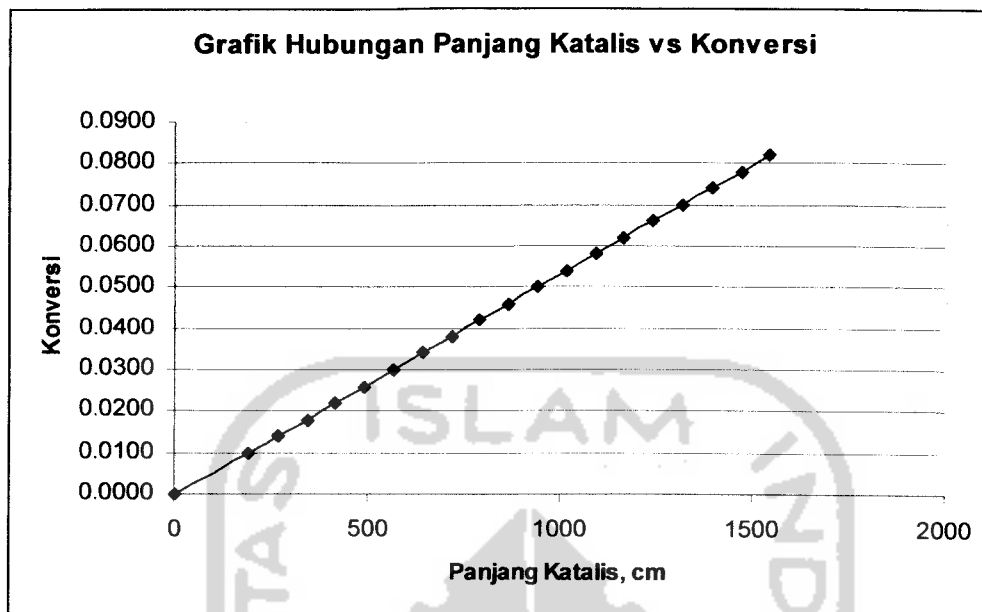
Gambar Susunan Pipa di Reaktor :

Keterangan :

P	: Pitch	( Jarak antar diameter )	= 6.0313	cm
Cl	: Clearance	( Jarak antar pipa )	= 1.2063	cm
ID	: Inside diameter	( Diameter dalam pipa )	= 4.0894	cm
OD	: Outside diameter	( Diameter luar pipa )	= 4.825	cm



Gambar Reaktor



## SPEKIFIKASI REAKTOR

### 1. Spesifikasi Tube:

Susunan pipa: triangular pitch

Nominal Pipe Size (IPS) : 1,5 in

Outside Diameter (OD) : 4,825 cm

Inside Diameter (ID) : 4,0894 cm

Sch No : 40

Surface per lin ft

Inside : 0,422 ft<sup>2</sup>/ft

Outside : 0,498 ft<sup>2</sup>/ft

Pitch : 6,0313 cm

Clearance : 1,2063 cm

## 2. Menghitung Tebal Shell

Dipilih material Carbon Steel SA – 285 Grade C karena cocok untuk tekanan tinggi. (table 13.1 Brownell ‘n Young)

Tekanan desain reaktor

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

$$\text{Allowable Stress (S)} = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (e)} = 0,8 \text{ (double welded butt join)}$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ inch}$$

$$\text{Jari-jari tangki (ri)} = 78,9585 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{shell}} &= \frac{P \cdot r_i}{S \cdot e - 0,6P} + C \\ &= \frac{1,2 \times 62,3631}{13750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125 \\ &= 0,2517 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipakai tebal shell standar 0,25 inch

## 3. Menghitung Tebal Head

Bentuk Head Eliptical, Dished Head 2 : 1 (Elipzoidal) karena cocok tekanan tinggi. Digunakan bahan carbon steel SA-285 grade C

$$\text{Tekanan reaktor (P)} \quad : 17,64 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable Sambungan (e)} \quad : 0,8 \text{ (double welded butt joint)}$$

$$\text{Faktor Korosi (C)} \quad : 0,125 \text{ inch}$$

Jari-jari Tangki (ri) : 78,9585 inch

$$\begin{aligned}\text{Tebal head} &: \frac{P.D.v}{2.S.e - 0,2P} + C \\ &: \frac{17,64 \times 124,7262 \times 3}{2 \times 13750 \times 0,8 - 0,2 \times 17,64} + 0,125 \\ &: 0,4289 \text{ inch}\end{aligned}$$

Dipakai tebal head standar 0,5 inch

#### 4. Menentukan ukuran Bed Reaktor

Diameter bed (D) = 4,0111 m

Panjang katalis (L) = 17,8910 m

L/D = 4,46

Tinggi Bed

$$= (L/D) \times \text{diameter bed}$$

$$= 4,46 \times 4,0111$$

$$= 17,8910 \text{ m}$$

Ruang kosong pada bagian atas shell = 1 m

Ruang kosong pada bagian bawah shell = 0,5 m

Tinggi reaktor

= panjang katalis + ruang kosong atas shell + ruang kosong bawah shell

$$= (17,8910 + 1 + 0,5) \text{ m}$$

$$= 19,391 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor keseluruhan} &= \text{tinggi reaktor} + \text{tinggi head} + \text{tinggi dishead} \\ &= (19,391 + 1,0726 + 1,0726) \text{ m} \\ &= 21,5362 \text{ m}\end{aligned}$$

## 5. Menghitung Ukuran Pipa

### a. Pipa pemasukan umpan reaktor

Bahan carbon steel

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan umpan} &= 182780,1844 \text{ kg/jam} \times 2,2 \text{ lb/kg} \\ &= 402116,4057 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{densitas umpan } (\rho_v) &= \frac{P \cdot BMrata - rata}{RT} \\ &= \frac{68 \times 24,9747}{82,06 \times 523} 62,43 = 2,4692 \text{ lb / ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BM_{avg} &= \frac{62530,0632}{96200,1971} (28) \times \frac{3126,5031}{96200,0971} (30) \times \frac{30543,5302}{96200,0971} (18) \\ &= 24,9747\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Di &= 2,2 (G/1000)^{0,45} \cdot \rho_v^{-0,31} \\ &= 2,2 (402,1164)^{0,45} \cdot 2,4692^{-0,31} \\ &= 24,6995 \text{ in}\end{aligned}$$

jadi digunakan pipa dengan ukuran = 25 in

### b. Pipa Pengeluaran Hasil Reaktor

Bahan Carbon Steel

$$\text{Kecepatan hasil} = 402116,4057 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas umpan} &= \frac{P.BMrata - rata}{RT} \\ &= \frac{67,93 \times 26,0787}{82,06 \times 578,6493} \times 62,43 = 2,5796 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 (G/1000)^{0,45} \cdot \rho_v^{-0,31} \\ &= 2,2 (402,1164)^{0,45} \cdot 2,5796^{-0,31} = 24,3669 \text{ in} \end{aligned}$$

jadi digunakan pipa dengan ukuran = 25 in

## 6. Spesifikasi Baffle

- Jenis : Segmental Baffle
- Baffle Space : 0,25 x diameter shell  
: 0,25 x 316,8046 cm = 79,2012 cm
- Jumlah Baffle : panjang katalis/baffle space  
: 17,8910 m / 1,0028 m = 17,8410
- dipilih jumlah baffle : 18



## 7. Volume Reaktor

### a. Volume Reaktor

$$\begin{aligned}V_h &= 0,000076 \cdot D_{\text{shell}}^3 \\ &= 0,000076 \times (4,0111\text{m})^3 \\ &= 0,0049 \text{ m}^3\end{aligned}$$

### b. Volume Badan Reaktor

$$\begin{aligned}V_b &= \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{shell}}^2 \cdot L \\ &= \frac{3,14}{4} \times (4,0111 \text{ m})^2 \times 17,8910 \text{ m} \\ &= 225,9598 \text{ m}^3\end{aligned}$$

### c. Volume Total Reaktor

$$\begin{aligned}V &= 2 \cdot V_h + V_b \\ &= 2 (0,0049) \text{ m}^3 + 225,9598 \text{ m}^3 \\ &= 225,9696 \text{ m}^3\end{aligned}$$