

**PRARANCANGAN PABRIK**  
**ETHYL TERTIARY BUTHYL ETHER DARI ISOBUTHYLENE**  
**DAN ETHANOL**  
**Kapasitas 125.000 ton / tahun**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat**  
**Untuk Meraih Gelar Sarjana Konsentrasi Teknik Kimia**  
**Jurusan Teknik Kimia**



No. Inv	1625/13/FTI-TK-UIN
Tanggal	6 Agustus 2003
Asal	TEKNOLOGI INDUSTRI - UIN
Harga	Rp 10.000,-
PERPUSTAKAAN FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	

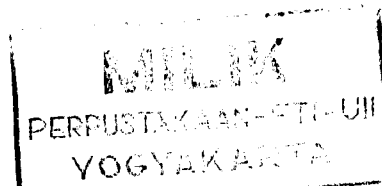
Oleh :

Nama : Amat Rondhi

No. Mahasiswa : 98 521 281

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

2003



**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRARANCANGAN PABRIK  
ETHYL TERTIARY BUTYL ETHER ( ETBE )  
DARI ETHANOL DAN ISOBUTYLENE  
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Jurusan Teknik Kimia

*Diajukan oleh*

Nama : AMAT RONDHI

No. Mahasiswa : 98 521 281

Nama : BUMIARTO NUGROHO JATI

No. Mahasiswa : 97 521 003

Jogjakarta, Juni 2003

Pembimbing I

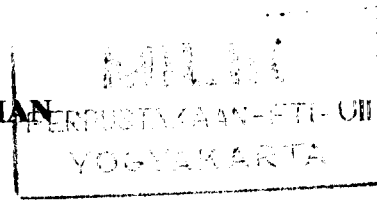
( Ir. Bachrun Sutrisno, MSc )

Pembimbing II

( Arif Hidayat, ST )

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2003**

**LEMBAR PENGESAHAN**



**PRA RANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTHYL ETHER  
DARI ISOBUTHYLENE DAN ETHANOL KAPASITAS 125.000  
TON/TAHUN**

**Telah dipertahankan didepan sidang penguji sebagai salah satu syarat untuk  
memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia**

**Yogyakarta, 17 Juli 2003**

Oleh :

Nama : Amat Rondhi

No. Mhs : 98 521 281

Ir.H.Bachrun Sutrisno,MSc

Ketua

Dra.Kamariah Anwar,MS

Anggota I

Ir.H.Dalyono Mughni

Anggota II

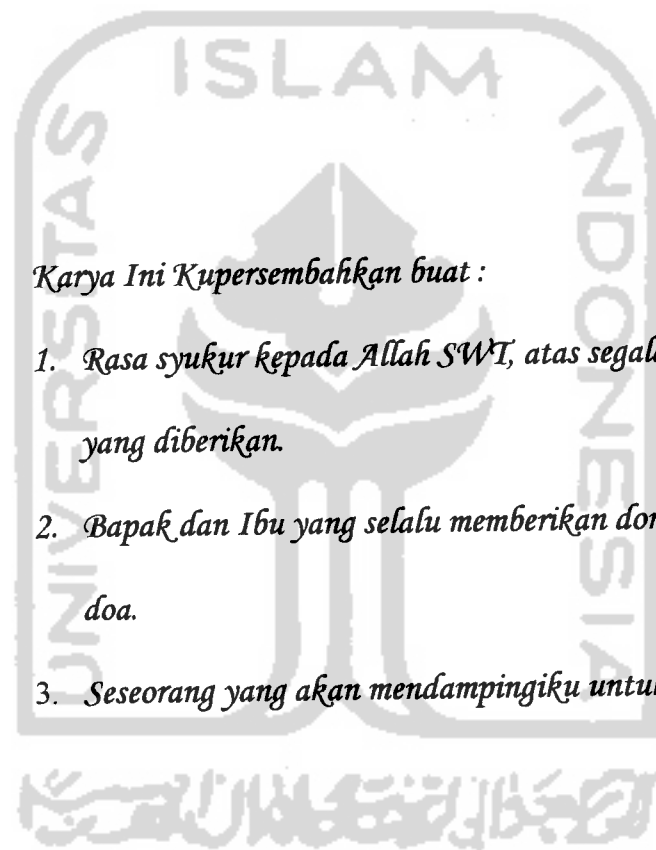
**Mengetahui,**

**Dekan Fakultas Industri**



**Ir.H.Bachrun Sutrisno,MSc)**

beri  
ahkan  
mal s  
olong  
Nam  
rang  
na itu  
ah pas



*Karya Ini Kupersembahkan buat :*

- 1. Rasa syukur kepada Allah SWT, atas segala nikmat yang diberikan.*
- 2. Bapak dan Ibu yang selalu memberikan dorongan dan doa.*
- 3. Seseorang yang akan mendampingi untuk selamanya.*

## KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Dengan mengucapkan alhamdulillah dan memanjatkan puja dan puji syukur kehadirat Illahi rabbi atas dan rahmat dan hidayah-Nya penyusun dapat menyelesaikan Pra Rancangan Pabrik dengan judul “ **PRA RANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTHYL ETHER DARI ISOBUTYLENE DAN ETHANOL DENGAN KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN** ”

Tugas akhir merupakan mata kuliah yang harus ditempuh oleh mahasiswa Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar S-1.

Pada kesempatan yang bahagia ini penyusun ingin menghaturkan rasa terima kasih kepada :

1. Ir. Bachrun Sutrisno, MSc, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri dan sebagai Dosen Pembimbing I Tugas Akhir.
2. Ir. Asmanto Subagyo, MSc, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
3. Arif Hidayat, ST, yang memberikan bimbingan dan bantuannya.
4. Ibu Kamariah Anwar, Msi dan bapak Dalyono Mugni selaku penguji Tugas Akhir, terima kasih atas pertanyaan-pertanyaannya.
5. Ayah dan Ibu dan Saudara-Saudaraku yang selalu memberi restu, motifasi dan doa.
6. Untuk “ *Viar* “ yang selalu setia mengantar aku pergi.
7. Untuk “ *My Angel* “ yang akan menemaniku untuk mengarungi kehidupan ini.

8. Untuk Sahabatku trio kwek-kwek : Edy Retno "*Hongkong*", Awang Nia "*Simon*", Yoppie Ari "*Baturraden Fans Club*" ( hunting terus tapi belum dapet-dapet sampai wajah kalian kayak mbah-mbah, nggak jelas...).
9. Untuk Saudaraku Vj "*Gundul*" ( dari dulu begitulah cinta deritanya tiada berakhir), Ridho yang selalu memberikan petuah-petuah Palembangnya.
10. Untuk Si playboy Nanang yang memberikan dorongan agar aku cepat-cepat lulus dan cari PW.
11. Kawan-kawan seperjuangan Teknik Kimia dan Tekstil Angkatan '98.
12. Patner TA-ku Jati, terima kasih bertubi-tubi atas kerjasamanya.
13. Komunitas Wisma Perkasa ( Wowok, Munif, Goceng, Kakak ipar Udin, Bodong, Kang Tono, Lala) serta keluarga besar Bapak Sri Handoyo.
14. Komunitas Penjahat Kelas Teri: Reska (masa' koe kalah sama adik ipar memalukan sekali), Ali ( piye kabar'e Itor istrimu), Agus, Ryan, Anak hilang Iman.
15. Pembantu TA-ku Kahfi, Mbah Gatot, Budi Hans Agung, Danang terima kasih atas data –data yang diperlukan.
16. Buat Awanx coverboy and kancil ordes terima atas pinjaman komputer dan listriknya.
17. Buat Edy Wibowo "*Preman*"( jangan kau percaya omongan kaum hawa, sakit hati isinya mendingan kau bantu aku nyariin kerja bukannya PW).
18. Buat Boy terima kasih atas pinjaman bukunya dan jangan kau sesali atas penolakan itu, masih banyak *Bapak Kasiman Yunior* yang lain.
19. Buat Dani, Alda, Nafa, Chece, Cici, terima kasih atas spiritnya.

Akhir kata penyusun meminta maaf yang sebesar-besarnya pada semua pihak, apabila dalam penulisan laporan ini terdapat kekurangan atau pun kesalahan. Oleh karena itu penyusun sangat mengharapkan kritik dan saran yang sifatnya membangun demi kesempurnaan laporan ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi kita semua, Amin.

Wassalamua'alaikum Wr. Wb.



Yogyakarta, Juli 2002

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PENGESAHAN</b>	.....	i
<b>MOTTO</b>	.....	iii
<b>LEMBAR PERSEMBAHAN</b>	.....	iv
<b>KATA PENGANTAR</b>	.....	v
<b>DAFTAR ISI</b>	.....	vii
<b>INTISARI</b>	.....	ix
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>		
1.1 Latar Belakang	.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka	.....	2
<b>BAB II URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN</b>		
2.1 Uraian Proses	.....	6
2.2 Spesifikasi Bahan	.....	8
<b>BAB III METODE PERANCANGAN</b>		
3.1 Neraca Massa	.....	13
3.1.1. Neraca Massa Total	.....	13
3.1.2. Neraca Massa Peralatan	.....	14
3.2 Neraca Panas	.....	17
3.3 Spesifikasi Alat	.....	17



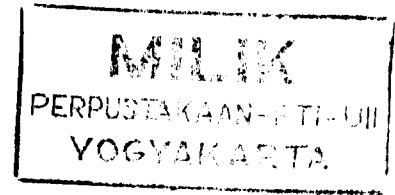
<b>BAB IV UTILITAS</b>	
4.1 Unit Penyedia Air Dan Steam .....	42
4.2 Unit Penyedia Udara Tekan .....	45
4.3 Unit Penyedia Tenaga Listrik Dan Bahan Bakar .....	45
<b>BAB V ORGANISASI PERUSAHAAN</b>	
5.1 Bentuk Perusahaan .....	49
5.2 Struktur Organisasi .....	51
5.3 Tugas Dan Wewenang .....	54
5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	61
5.5 Status Karyawan Dan Sistem Upah .....	63
5.6 Tingkat Pendidikan dan Gaji Karyawan .....	64
5.7 Kesejahteraan Karyawan .....	65
<b>BAB VI TATA LETAK PABRIK</b>	
6.1 Lokasi Pabrik .....	67
6.2 Tata Letak Pabrik Dan Peralatan Proses .....	69
<b>BAB VII EVALUASI EKONOMI</b> .....	71
<b>BAB VIII KESIMPULAN</b> .....	79
<b>DAFTAR PUTAKA</b> .....	80
<b>LAMPIRAN</b> .....	82

## INTISARI

Pabrik Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) dari ethanol dan isobutylene direncanakan dapat beroperasi dengan kapasitas 125.000 ton/tahun. Sebagai bahan baku digunakan isobutylene sebanyak 27684,9765 kg/jam dan ethanol sebanyak 9654,9521 kg/jam. Produk yang dihasilkan berupa Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) dengan kemurnian 99 % sebanyak 15862,1106 kg/jam. Reaksi pembentukan Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) berlangsung pada fase gas dalam reaktor "Fixed Bed Multitubular" dengan bantuan katalis Amberlist 15, dengan kondisi operasi reaktor pada tekanan 3 atm dan suhu 80°C.

Direncanakan pabrik ini didirikan di daerah Cilacap Jawa Tengah, luas tanah diperlukan 25.900 m<sup>2</sup> dengan jumlah tenaga kerja dibutuhkan 200 orang. Pabrik beroperasi efektif 330 tahun dalam 1 tahun. Kebutuhan bahan pembantu berupa air pendingin, air untuk kantor dan perumahan sebanyak 811393,7382 kg/jam, uap air untuk pemanas sebanyak 7309,9993 kg/jam.

Modal tetap yang diperlukan pabrik sebesar 165 milyar dan modal kerja 269 milyar dengan memberikan keuntungan setelah pajak sebesar 50 milyar tiap tahunnya. Dari perhitungan kelayakan ekonomi didapat harga BEP 59,63 %, SDP 50,07 %, persen ROI setelah pajak 30,45 %, POT setelah pajak 2,47 tahun dan DCF 30,05 %. Berdasarkan hasil dari evaluasi ekonomi, pendirian pabrik Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) dengan bahan baku isobuthylene dan ethanol cukup layak, strategis dan cukup potensial.



## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang**

Teknologi bidang otomotif yang terus mengalami kemajuan pesat memberikan kemudahan transportasi bagi manusia, bertambahnya alat transportasi darat terutama kendaraan bermotor dari segi jumlah maupun jenisnya menuntut kebutuhan bahan bakar bensin meningkat dari segi kuantitas dan kualitasnya. Usaha – usaha untuk meningkatkan mutu bensin yaitu dengan menambahkan bahan kimia (zat aditif) untuk menaikkan angka oktan (octane booster) dan mencegah terjadinya ketukan dan pemborosan bahan bakar bensin pada kendaraan bermotor.

Penggunaan Tetra Ethyl Lead (TEL) sebagai aditif bahan bakar bensin telah dilarang penggunaannya sehubungan dengan emisi timbalnya yang beracun bagi lingkungan. Sebagai pengganti digunakan Ethanol. Methyl Tertiary Buthyl Ether (MTBE), dan Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE), ETBE memiliki banyak kelebihan dibanding Ethanol dan MTBE, ETBE ramah terhadap lingkungan karena tidak merusak kualitas air seperti halnya MTBE, tidak meningkatkan acetaldehyde dalam lingkungan, tidak meningkatkan penguapan bahan bakar bensin serta menghasilkan smoke lebih sedikit dibanding dengan Ethanol.

Hal ini tentu saja merupakan kemajuan teknologi yang sangat bermanfaat bagi peningkatan kesejahteraan hidup manusia, baik dari segi penghematan maupun dari segi kesehatan lingkungan. Adapun keuntungan yang dapat diperoleh dengan didirikannya pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE)

- ❖ Dapat memenuhi kebutuhan dalam Negeri Indonesia sehingga tidak mengimpor dari negara lain dan juga dapat menghemat devisa negara.
- ❖ ETBE ramah terhadap lingkungan, penggunaan ETBE dapat mengurangi pencemaran udara yang semakin parah oleh logam berat (bensin) sehingga mendukung program pemerintah dalam mengurangi pencemaran udara.
- ❖ Dapat menciptakan lapangan kerja baru dan meningkatkan taraf hidup dan kesejahteraan rakyat.

## **1.2 Tinjauan Pustaka.**

Bensin adalah bahan bakar yang banyak digunakan pada kendaraan bermotor. Bensin merupakan fraksi minyak bumi yang mempunyai titik didih antara 40 °C sampai 200 °C (kurang lebih 100 °F sampai 400 °F). Bensin terdiri atas campuran hidrokarbon yang mengandung 4 sampai 12 atom karbon. Pada umumnya bensin yang digunakan sehari – hari merupakan campuran beberapa komponen bensin hasil proses pengolahan minyak bumi, seperti distilasi langsung, perengkahan, rebomasi, alkilasi, dan isomerisasi. Komposisi bensin yang digunakan untuk kendaraan bermotor terdiri atas hidrokarbon tak jenuh, hidrokarbon jenuh, hidrokarbon siklik, dan atau hidrokarbon aromatik.

---

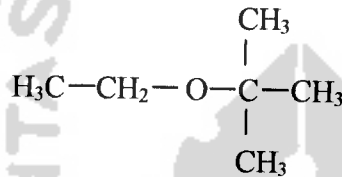
Bensin mempunyai angka oktan tertentu sesuai dengan komposisi hidrokarbon yang terkandung di dalamnya, angka oktan merupakan penunjuk kecenderungan bensin memberikan ketukan pada bensin makin berkurang. Beberapa cara telah dilakukan untuk menaikkan kualitas bensin seperti dengan adanya reformasi dan penambahan bahan aditif. Cara kedua yang sering dipakai karena lebih mudah.

Pemakaian zat aditif seperti Tetra Ethyl Lead (TEL) telah dilarang pemakaiannya dengan emisi timbal beracun bagi lingkungan, sebagai pengganti adalah bahan aditif lain seperti Ethanol, Methyl Tertiary Buthyl Ether (MTBE) dan Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE).

MTBE terbukti dapat meningkatkan kualitas udara, akan tetapi MTBE dibuat dari methanol, suatu substansi yang mengandung racun dan dalam penggunaannya MTBE dapat mencemari air sedangkan ETBE yang diturunkan dari ethanol memiliki kekuatan racun yang setara dengan cocktail. Ethanol merupakan pilihan yang cukup bagus, selain tidak merusak kualitas air, ethanol secara substansial dapat mereduksi emisi partikel atau jelaga, namun ternyata ethanol meningkatkan penguapan pada bahan bakar bensin dan menghasilkan smog serta meningkatkan kadar acetaldehyde dalam lingkungan. Setiap pilihan tentu memiliki trade off, ETBE lebih ramah lingkungan bila dibandingkan dengan MTBE, ETBE tidak meningkatkan penguapan pada bahan bakar bensin dan menghasilkan smog lebih sedikit dibanding ethanol, terlebih ETBE tidak mencemari lingkungan dengan acetaldehyde (Carol goering, University of Illinois

Agricultural Engineer Emeritus, <http://www.bilor.edu/~rafdc/ETBE.html>). Oleh karena itu, senyawa yang beroksigen yang mulai banyak dipakai sebagai pengungkit angka oktan bensin adalah Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE). ETBE adalah ether yang terdiri atas gugus ethyl dan buthyl tertier dengan rumus molekul  $C_6H_{14}O$ .

Rumus Strukturnya



Bahan ini memiliki densitas 0,749 sehingga dapat tercampur dengan bensin dalam segala konsentrasi (densitas bensin berkisar antara 0,72 – 0,76), ETBE memiliki titik didih yang cukup rendah yaitu 92,4 °C.

ETBE dapat dibuat dengan mereaksikan ethanol dan isobuthylene. Isobuthylene dapat diperoleh dari beberapa bahan yaitu fluidized catalytic cracking, steam crackers, hidrogenasi isobutene, dan dihidrasi tersui buthanol. Reaksi pembentukan ETBE dibantu dengan katalis ( berupa padatan asam atau ion exchange resin ) reaksi ini bersifat eksotermis.

Reaksi :



Reaksi di atas berjalan cepat serta selektif dengan konversi bisa mencapai 90 %. Beberapa variable yang harus diperhatikan dalam optimasi desain unit reaksi ETBE yaitu suhu reaksi, ratio reaktan, azeotrop botilene dan ethanol, konversi isobuthylene, umur katalis, dan kemirniaan produk ETBE. Kemurnian ETBE berkisar 96 – 99 % berat.



## BAB II

### URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN

#### 2.1 Uraian Proses

Bahan baku yang dipergunakan adalah ethanol dan campuran C<sub>4</sub>, ethanol umpan segar pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C dicampur dengan ethanol daur ulang bertekanan 1,9 atm suhu 80 °C, kemudian ditekan dengan pompa (P – 03) sampai 3 atm, pada tekanan 3 atm suhu 36 °C larutan ethanol diuapkan dalam penguap (Vp – 01) sehingga diperoleh ethanol berupa gas dengan tekanan 3 atm dan suhu 80 °C. Bahan baku campuran C<sub>4</sub> dengan tekanan 1 atm suhu 30 °C yang berupa gas ditekan dengan compressor (C-01) hingga mencapai tekanan 3 atm dan suhu 80 °C

Pada tekanan 3 atm dan suhu 80 °C campuran ethanol, sedikit air ETBE serta campuran C<sub>4</sub> dimasukkan kedalam Reactor Fixed Bed Multitube (R-01) . Di dalam reactor (R-01) terjadi reaksi antara i-C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> dengan ethanol menghasilkan Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) dengan bantuan Katalis Amberlyst 15. Campuran gas keluar reactor dengan tekanan 2,5 atm suhu 110 °C, lalu dimasukkan ke dalam Kondensor (Cd-01) kemudian ditampung ke dalam akkumulator (Acc-01), hasil cair terdiri atas ETBE, Ethanol, campuran C<sub>4</sub> , dan air pada tekanan 2,3 atm suhu 50,7 °C diumpankan ke dalam Menara Distilasi (MD-01) untuk dilakukan pemisahan.



Hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dengan tekanan 1,19 atm dan suhu 30 °C kemudian dimasukkan ke dalam kondensor (Cd-02) sehingga diperoleh campuran cair dengan tekanan 2 atm dan suhu 30 °C yang selanjutnya dimasukkan ke dalam Menara Ekstraktor (E-01). Hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) yang terdiri atas sebagian besar ETBE, sedikit air dan ethanol dengan tekanan 3,3 dan suhu 37,5 °C, dimasukkan ke dalam Reboiler (Rb-01) yang selanjutnya didinginkan dengan pendingin (C1-01) hingga mencapai tekanan 1 atm suhu 30 °C dan dialirkan ke dalam tangki produk ETBE (T-01).

Dalam Ekstraktor (E-01), hasil atas Menara Distilasi (MD-01) berupa campuran Ethanol, C<sub>4</sub> dan ETBE diekstraksi dengan pelarut air, hasil rafinat berupa campuran C<sub>4</sub> dialirkan dan selanjutnya digunakan sebagai bahan bakar pemanasan pada boiler. Larutan ekstrak berupa campuran ethanol, ETBE dan air dipanaskan dalam pemanas (HE-01) sampai suhu 106,41 °C dengan tekanan 2 atm dan kemudian diumpankan ke Menara Distilasi (MD-02) untuk dilakukan pemisahan.

Hasil atas Menara Distilasi (MD-02) berupa campuran ethanol, ETBE dan air dengan tekanan 1,9 atm dan suhu 104.82 °C dimasukkan ke dalam Kondenser (CD-03) sehingga diperoleh campuran cair dengan tekanan 1,9 atm dan suhu 80 °C yang kemudian dialirkan kembali ke awal sebagai ethanol daur ulang. Hasil bawah yang terdiri atas sebagian besar air dan sedikit ETBE dengan tekanan 2 atm suhu 120.76 °C di masukkan kedalam reboiler (Rb-02) yang selanjutnya campuran tersebut didinginkan dengan pendingin (C1-02) sampai dengan suhu 80

°C tekanan 1 atm dan dialirkan kembali ke Menara Ekstraktor (E-01) sebagai pelarut.

## 2.2 Spesifikasi Bahan

### 2.2.1. Spesifikasi Bahan Baku

#### A. Isobuthylene

Rumus kimia	: C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>
Komposisi	: i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> 4%
	i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> 44%
	I-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> 25%
	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> 12%
	t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> 9%
	c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> 6%
Fase (25 °C, 1 atm)	: gas
Titik didih normal	: -4,6 °C
Temperatur kritis	: 139,68 atm
Tekanan kritis	: 39,68 atm
BM rata – rata	: 56,239
Densitas (25 °C)	: 0,59 gram/cm <sup>3</sup>

#### B. Ethanol

Rumus kimia	: C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
Komposisi	: 98 % berat

Kenampakan	: cairan tak berwarna
Fase (25 °C, 1 atm)	: cair
Titik didih normal	: 78 °C
Temperatur kritis	: 243 °C
Tekanan kritis	: 63.1 atm
Spesifik gravity	: 0,816 (pada 56 °C)

### **2.2.2. Spesifikasi Bahan Pendukung**

#### **Katalisator Amberlyst 15**

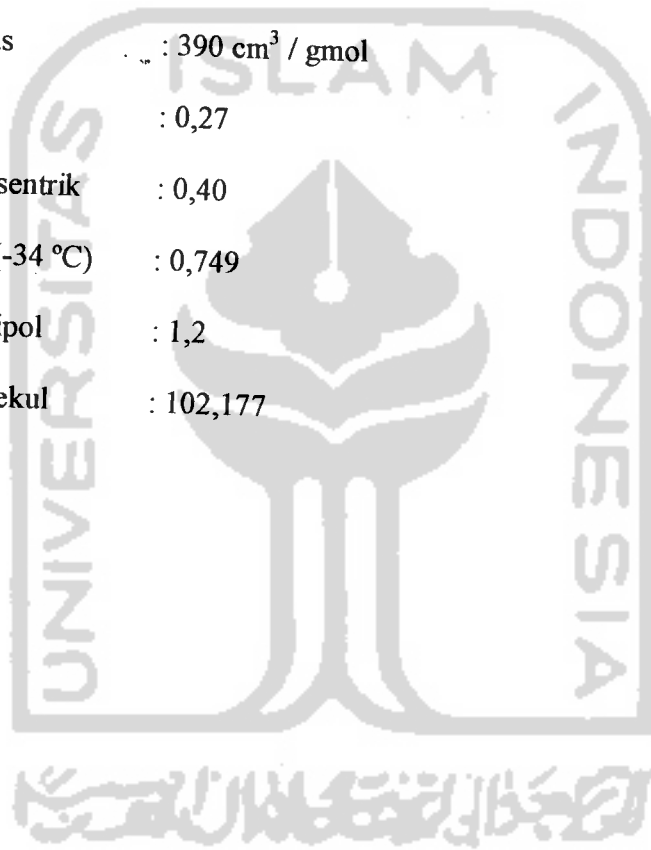
Jenis	: Macroporous Sulfonate Copolymer
Fase	: padat
Bentuk	: Pomus Spherical Beads
Diameter rata – rata	: 0,5 cm
Temperatur Op.max	: 120 °C
Porositas	: 0.39
Moisture	: 58 – 60 %
Bulk density	: 0,742 g/cm <sup>3</sup>
Particle density	: 1,203 gram/cm <sup>3</sup>

### **2.2.3. Spesifikasi Produk**

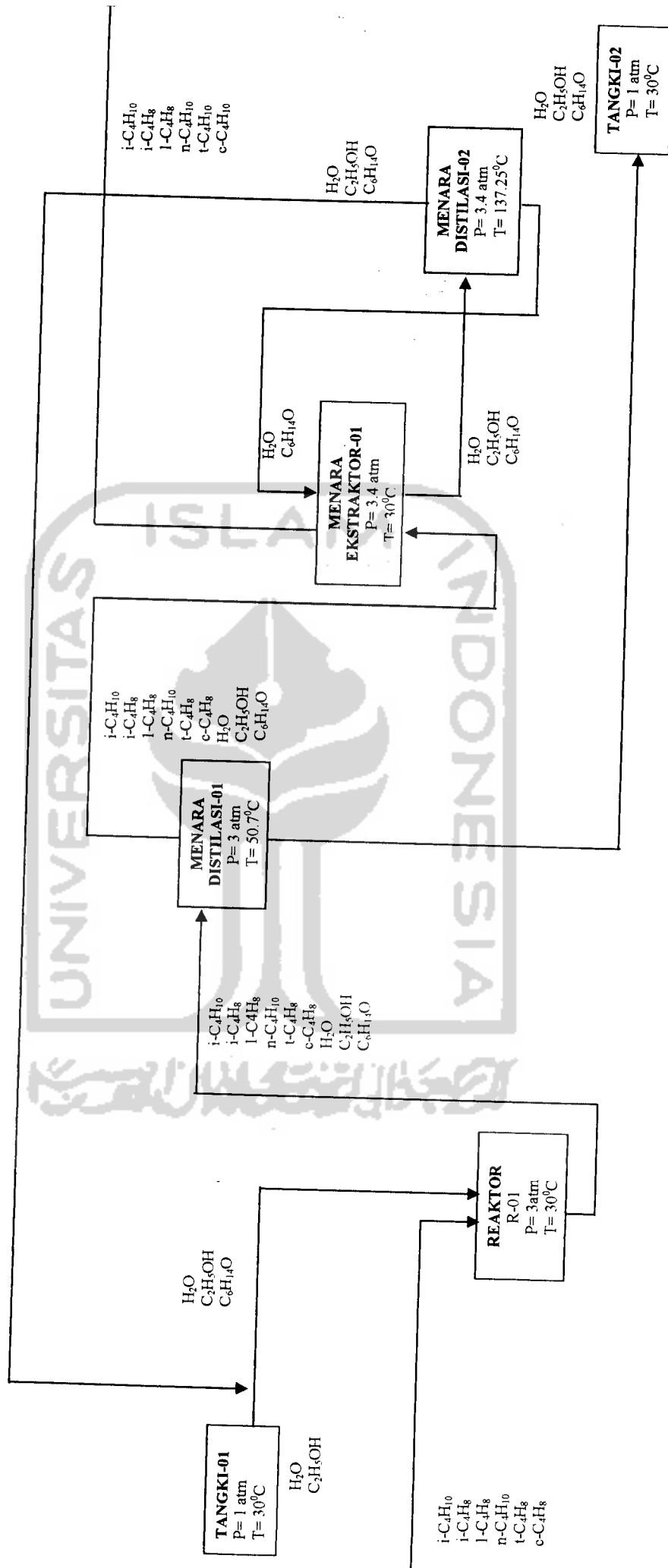
#### **Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE)**

Rumus kimia : C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O

Fase (25 °C 1atm)	: cair
Titik beku normal	: -103 °C
Titik didih normal	: 92,4 °C
Temperatur kritis	: 258 °C
Tekanan kritis	: 30 atm
Viskositas	: 390 cm <sup>3</sup> / gmol
Zc	: 0,27
Factor aksentrik	: 0,40
Densitas (-34 °C)	: 0,749
Momen dipol	: 1,2
Berat molekul	: 102,177

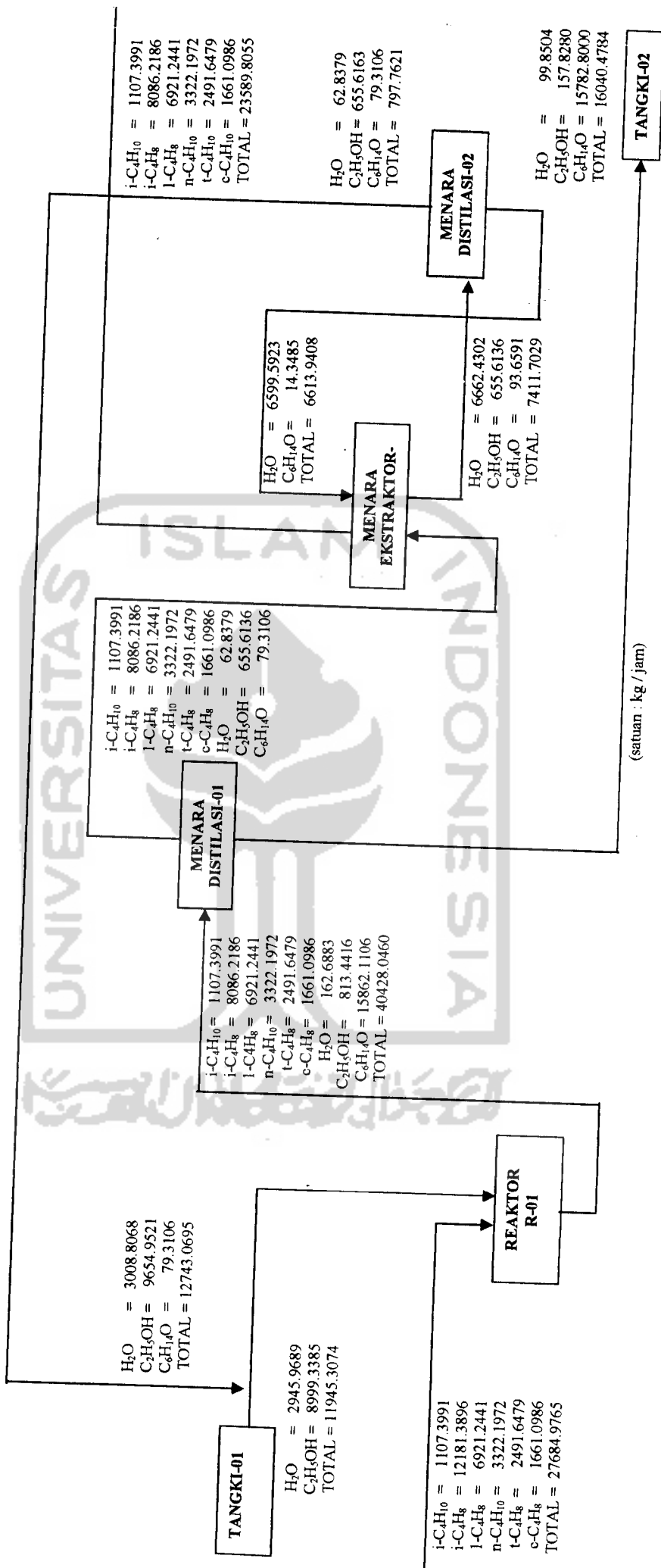


**DIAGRAM ALIR KUALITATIF  
PRARANCANGAN PABRIK ETBE  
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**



Gambar 1. Diagram Alir Kualitatif

**DIAGRAM ALIR KUANTITATIF  
PRARANCANGAN PABRIK ETBE  
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**



**Gambar 2. Diagram Alir Kuantitatif**

### BAB III

## METODE PERANCANGAN

### 3.1. Neraca Massa

#### 3.1.1. Neraca Massa Total ( satuan dalam kg/jam )

Komponen	Masuk	Keluar
i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	12181,3896	8086,2186
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1107,3991	1107,3991
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	6921,2441	6921,2441
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3322,1972	3322,1972
t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	2491,6479	2491,6479
c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1661,0986	1661,0986
H <sub>2</sub> O	99,8504	99,8504
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	11945,3076	157,8282
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	0,0000	15782,8000
Total	39630,2841	39630,2841

## 3.1.2. Neraca Massa Peralatan

## A. Reaktor ( satuan dalam kg/jam )

Komponen	Masuk	Keluar
i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	12181,3896	8086,2186
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1107,3991	1107,3991
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	6921,2441	6921,2441
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3322,1972	3322,1972
t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	2491,6479	2491,6479
c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1661,0986	1661,0986
H <sub>2</sub> O	3008,8067	162,6883
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9654,9521	813,4416
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	79,3106	15862,1106
Total	40428,0460	40428,0460



## B. Menara Distilasi 01 ( satuan dalam kg/jam)

Komponen	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	8086,2186	8086,2186	-
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1107,3991	1107,3991	-
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	6921,2441	6921,2441	-
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3322,1972	3322,1972	-
t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	2491,6479	2491,6479	-
c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1661,0986	1661,0986	-
H <sub>2</sub> O	162,6883	62,8379	99,8504
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	813,4416	655,6136	157,8282
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	15862,1106	79,3106	15782,8
Total	40428,046	24387,5674	16040,4786

## C. Menara Distilasi 02 ( satuan dalam kg/jam )

Komponen	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
H <sub>2</sub> O	6662,4302	6599,5923	62,8379
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	655,6136	-	655,6136
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	93,6591	14,3485	797,7621
Total	7411,7029	6613,9408	797,7621

D. Ekstraktor ( satuan dalam kg/jam )

Komponen	Umpan		Hasil	
	Atas	Bawah	Atas	Bawah
i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-	8086,2186	8086,2186	-
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	1107,3991	1107,3991	-
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-	6921,2441	6921,2441	-
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	3322,1972	3322,1972	-
t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-	2491,6479	2491,6479	-
c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-	1661,0986	1661,0986	-
H <sub>2</sub> O	6599,5923	62,8379	-	655,6136
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-	655,136	-	93,6591
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	14,3485	79,3106	-	6662,4302
Total	6613,9408	24387,5676	23589,8055	7411,709

## 3.2. Neraca Panas (satuan dalam Btu/jam)

No	Komponen	Q	
		Masuk	Keluar
1	Kondensor (Cd-01)	4608065,5930	4608065,5930
2	Kondensor (Cd-02)	7441900,5310	7441900,5310
3	Kondensor (Cd-03)	2306273,9260	2306273,9260
4	Vaporiser (Vp-01)	4657005,8060	4657005,8060
5	Reboiler (Rb-01)	5382186,2660	5382186,2660
6	Reboiler (Rb-02)	1093780,4630	1093780,4630
7	Pendingin (HE-01)	4226919,5250	4226919,5250
8	Pendingin (HE-03)	3125805,8060	3125805,8060
9	Pemanas (HE-02)	3197117,0190	3197117,0190

## 3.3. Spesifikasi Alat

## 1. Reaktor (R-01)

Fungsi : Membentuk Ethyl Tertiary Butyl Ether ( $C_5H_{14}O$ ) sebanyak 15862,1106 kg/jam dari bahan baku isobutilyn ( $C_4H_8$ ) 27684,9765 kg/jam dan Ethanol 9654,9521 kg/jam

Type : Reaktor Fixed Bed Multi Tubular

Bahan : Copper Silicon SB-96

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan inlet : 3 atm
- Suhu : 80 °C

**Ukuran Alat**

- Diameter : 31 in
- Tinggi Total : 11,08 m
- Tebal Shell : 1 in
- Tebal Floating Head : 0,25 in
- Tinggi Head : 8,219 in

**Pipa**

- Panjang : 413,386 in
- Diameter Luar : 1,5 in
- Diameter Dalam : 1,204 in
- Pipa : 9 pipa
- Tebal Pipa : 0,148 in

**2. Menara Distilasi (MD – 01)**

**Fungsi** : Memisahkan produk reaktor sebanyak 40428,0460 menjadi distilat sebanyak 24387,5674 kg/jam dan bottom sebanyak 16040,4786 kg/jam.

**Type** : Sieve Tray

**Bahan** : Stainless Steel SA- 167 grade 3, tipe 304 dengan komposisi 18% CN dan 8 % NI

**Jumlah** : 1 buah

Kondisi Operasi

- Puncak Menara : 30 °C; 2 atm
- Dasar Menara : 137 °C; 3,3 atm
- Umpan Menara : 50,7 °C ; 3 atm

Ukuran Alat

- Diameter Menara : 1,7364 m
- Tinggi Menara : 17,0688 m
- Tebal Shell : 0,25 m
- Tebal Head : 0,25 in
- Jumlah Plate : 24 buah
- Tray Spacing : 24 in

**3. Menara Ekstraktor (E-01)**

Fungsi : Memisahkan larutan C4 dari hasil atas menara distilasi (MD-01) sebanyak 24387,5674 kg/jam dengan pelarut air.

Type : Perforated Plate (Sieve tray) tower

Bahan : Stainless Steel SA-167, grade 3, tipe 304

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Suhu Operasi : 30 °C
- Tekanan Operasi : 2 atm

**Ukuran Alat**

- Diameter Menara : 1,0571 m
- Tinggi Total : 4 m
- Tebal Shell : 0,25 in
- Bentuk Head : Thorispherical
- Tebal Head : 0,1875 in
- Jumlah Tray : 7
- Jarak Antar Tray : 1,3560 ft
- Ukuran Lobang pada Tray : 1/8 in
- Jumlah Lobang tiap Tray : 3622
- Luas Penampang Down Comer : 0,7693 ft
- Diameter Down Comer : 1 ft
- Tinggi Dow : 1 ft

**4. Menara Distilasi (MD-02)**

Fungsi : Memisahkan larutan ekstrak sebanyak 7411,7029 kg/jam menjadi distilat sebanyak 797,7621 kg/jam dan bottom sebanyak 6613,9408 kg/jam

Type : Sieve Tray

Bahan : Stainless Stell SA-167, Grade 3, tipe 304

Jumlah : 1 buah

**Kondisi Operasi**

- Puncak Menara : 116 °C; 3 atm
- Dasar Menara : 138,25 °C; 3,4 atm
- Umpan Menara : 137 °C; 3,8 atm

**Ukuran Alat**

- Diameter Menara : 0,3688 m
- Tinggi Menara : 14,6304 m
- Tebal Shell : 0,1875 in
- Tebal Head : 0,1875 in
- Jumlah Plate : 44 buah
- Tray Spacing : 12 in

**5. Heat Exchanger (HE-01)**

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 16040,4784 kg/jam, dari suhu 137 °C sampai 30 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

**Kondisi Operasi**

- Beban Panas : 4226919,5250 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 1525,9637 ft<sup>2</sup>

Ukuran Alat

Shell Side

- ID : 19,25 in
- Baffle : 4,8125 in
- Pass : 1

Tube Side

- Nt, L, Pt : 224;16 ft;15/16 inch triangular pitch
- OD,BWG,Pass : 3/4 in; 14; 6pass

**6. Heat Exchanger (HE-02)**

Fungsi : Memanaskan suhu larutan ekstrak berupa campuran ethanol, ETBE, air 7411,7029 kg/jam, dari suhu 30 °C sampai suhu 137,25 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Beban Panas : 3197117,0190 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 310,736 ft<sup>2</sup>

Ukuran Alat

- ID : 12 in
- Baffle : 12 in
- Pass : 1



## Tube Side

- Nt, L, P<sub>T</sub> : 98,12 ft, 15/16
- OD, BWG, Pass : ¾ in; 12; 2 pass

**7. Heat Exchanger (HE-03)**

Fungsi : Memungkinkan hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 6613,9408 kg/jam, dari suhu 138,25 °C sampai 30 °C

Type : Shell and tube Heat Exchanger

Beban : Carbon Stell

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Beban Panas : 3125805,806 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 2508,673 ft<sup>2</sup>

Ukuran Alat

Shell Side

- ID : 31 in
- Baffle : 7,75 in
- Pass : 1

Tube Side

- Nt, L, P<sub>T</sub> : 400;16 ft;1 in triangular pitch
  - OD,BWG,Pass : 1 ¼ in; 14; 8 pass
-

### **8. Kondensor (Cd-01)**

Fungsi : Mengembunkan/Mendinginkan hasil reaktor sebanyak 32783,83 kg/jam dari suhu 113 °C sampai suhu 50,7 °C

Type : Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : Carbon Stell

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Beban Panas : 6288275,61 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 873,36 ft<sup>2</sup>

Ukuran Alat

Shell Side

- ID : 21,25 in
- Baffle Spacing : 10,63 in
- Pass : 2 Pass

Tube Side

- Nt, L, Pt : 278;16; ft; 1 in triangular pitch
- OD, BWG, Pass : 0,75 in;14;4 pass

### **9. Kondensor (Cd-02)**

Fungsi : Mengembunkan/mendinginkan hasil atas Menara Distilasi (MD-02) sebanyak 24387,5676 kg/jam dari suhu 50,7 °C sampaiu suhu 30 °C

Type : Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Beban Operasi : 7441900,531 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 506,2173 ft<sup>2</sup>

Ukuran Alat

Shell Side

- ID : 19,25 in
- Baffle Spacing : 4,8125 in
- Pass : 1 pass

Tube Side

- Nt, L, Pt : 163;16ft;125 in triangular pitch
- OD,BWG,Pass : 1 in; 16 ;1 pass

#### 10. Kondensor (Cd-03)

Fungsi : Mengembunkan/mendinginkan hasil atas Menara Distilasi (MD-02)

sebanyak 797,762 kg/jam dari suhu 116 °C sampai suhu 80 °C

Type : Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

## Kondisi Operasi

- Beban Panas : 230627,3926 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 211,68 ft<sup>2</sup>

## Ukuran Alat

## Shell Side

- ID : 13,25 in
- Baffle Spacing : 3,3125 in
- Pass : 1 pass

## Tube Side

- Nt, L, Pr : 68,16 ft; 1,25 in trianguler
- OD,BWG,Pass : 1 in; 16; 1 pass

**11. Akumulator (Acc-01)**

Fungsi : Menampung cairan sementara yang keluar dari Kondensor (Cd-01)  
dengan kecepatan 40428,0660 kg/jam

Type : Tangki Silinder Horisontal

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 buah

## Kondisi Operasi

- Suhu : 50,7 °C
- Tekanan : 4 atm

- Jenis Head : Elliptical Dished Head
- Waktu Tinggal : 60 menit

Ukuran Alat

- Diameter Tangki : 3,0646 m
- Panjang Tangki : 9,2088 m
- Tebal Tangki : 3/16 in

**12. Akumulator (Acc-02)**

Fungsi : Menampung cairan sementara yang keluar dari Kondensor (Cd-01)  
dengan kecepatan 24387,5676 kg/jam

Type : Tangki Silinder Horisontal

Bahan : Carbon Stell SA 283 Grade C

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 3,4 atm
- Jenis Head : Elliptical Dished Head
- Waktu Tinggal : 60 menit

Ukuran Alat

- Diameter Tangki : 2,6462 m
- Panjang Tangki : 7,9387 m

- Tebal Tangki : 1/16 m

### 13. Akumulator (Acc-03)

Fungsi : Menampung cairan sementara yang keluar dari Kondensor (Cd-01)

dengan kecepatan 797,7620 kg/jam

Type : Tangki Silinder Horisontal

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Suhu : 80 °C
- Tekanan : 3,4 atm
- Jenis Head : Elliptical Dished Head
- Waktu Tinggal : 60 menit

Ukuran Alat

- Diameter Tangki : 0,7676m
- Jenis Head : 2,3026 m
- Tebal Tangki : 3/16 in

### 14. Reboiler (Rb-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian cairan di bagian bawah Menara Distilasi (D-

01) sebanyak 35369,2553 kg/jam

Type : Kettle Reboiler

Bahan : Carbon Stell

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Beban Panas : 5382186,2660 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 362,2965 ft<sup>2</sup>

Shell Side

- ID : 25 in
- Baffle Spacing : 12,5 in
- Pass : 1

Tube Side

- Nt, L, Pt : 115,16 ft, 1 3/8 in triangular pitch
- OD,BWG,Pass : 1,5 in, 16, 1 pass

#### **15. Reboiler (Rb-02)**

Fungsi : Menguapkan sebagian cairan di bagian bawah Menara Distilasi (D-02) sebanyak 6613,9408 kg/jam pada suhu 138,25 °C

Type : Kettle Reboiler

Bahan : Carbon Stell

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Beban Panas : 1093780,463 Btu/jam
- Luas Transfer Panas : 125,5487 ft<sup>2</sup>

Shell Side

- ID : 15,25 in
- Baffle Spacing : 5 in
- Pass : 1

Tube Side

- Nt, L, Pr : 15,12 ft, 1 9/16 triangular pitch
- OD,BWG,Pass : 1,25 in;16; 1 pass

**16. Vaporizer (Vp-01)**

Fungsi : Menguapkan bahan baku ethanol sebanyak 9654,4521 kg/jam  
sebelum masuk Reaktor (R-01)

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : Carbon Stell

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Suhu Operasi : 80 °C
- Tekanan : 8 atm

Ukuran Alat

Shell Side

---



- ID : 19,25 in
- Baffle Spacing : 5 in
- Pass

**Tube Side**

- Nt, L, Pt : 216; 12 ft; 1 in triangular pitch
- OD, BWG, Pass : 3/4 IN; 16; 6 pass

**17. Separator**

Fungsi : Memisahkan cairan dan uap hasil penguapan di Vaproizer (Vp-01)  
sebanyak 9654,9521 kg/jam

Type : Tangki Silinder Tegak

Bahan : Carbon Stell SA-283 Grade C

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Suhu : 80 °C
- Tekanan : 7 atm

Ukuran Alat

- Diameter : 3,2707 ft
- Tinggi : 2,4923 in
- Tebal : 0,25 in

**18. Pompa (P-01)**

Fungsi : Mengalirkan bahan baku ethanol dari produsen ke tangki penyimpanan (T-01) sebanyak 8999,3385 kg/jam secara periodik

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Stell

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit cairan : 1403,36356 Gpm
- Waktu Pemompaan : 12 jam

Ukuran Alat

- BHP : 6,8019 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 7,5 Hp

**19. Pompa (P-02)**

Fungsi : Mengalirkan bahan baku ethanol dari tangki penyimpanan (T-01) sebanyak 899,3385 kg/jam secara kontinu.

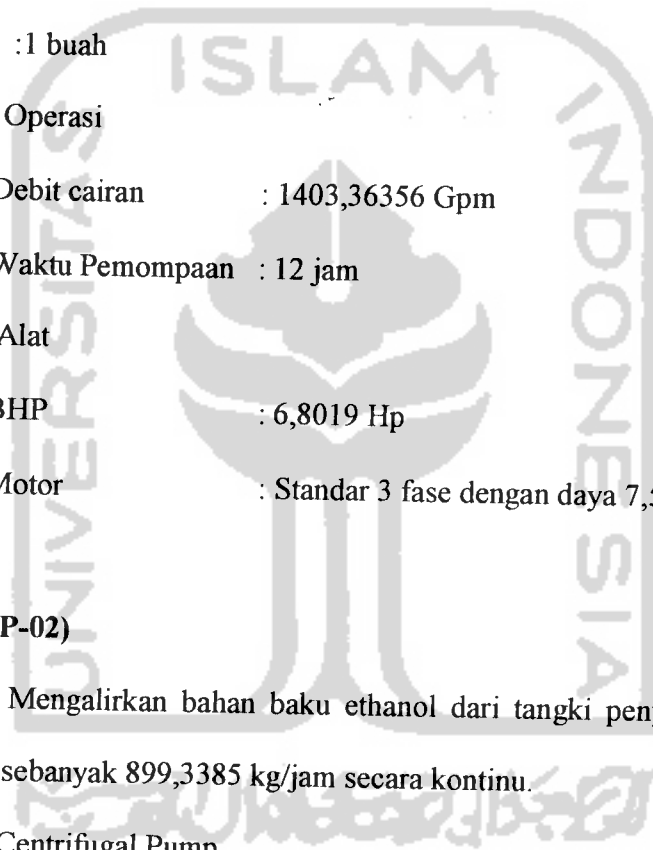
Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Stell

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 50,06566 Gpm



Ukuran Alat

- BHP : 0,44 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 0,5 Hp

**20. Pompa (P-03)**

Fungsi : Mengalirkan bahan baku ethanol masuk ke Vaporizer (Vp-01) sebanyak 9654,9571 kg/jam secara kontinu

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Stell

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 53,8566 Gpm

Ukuran Alat

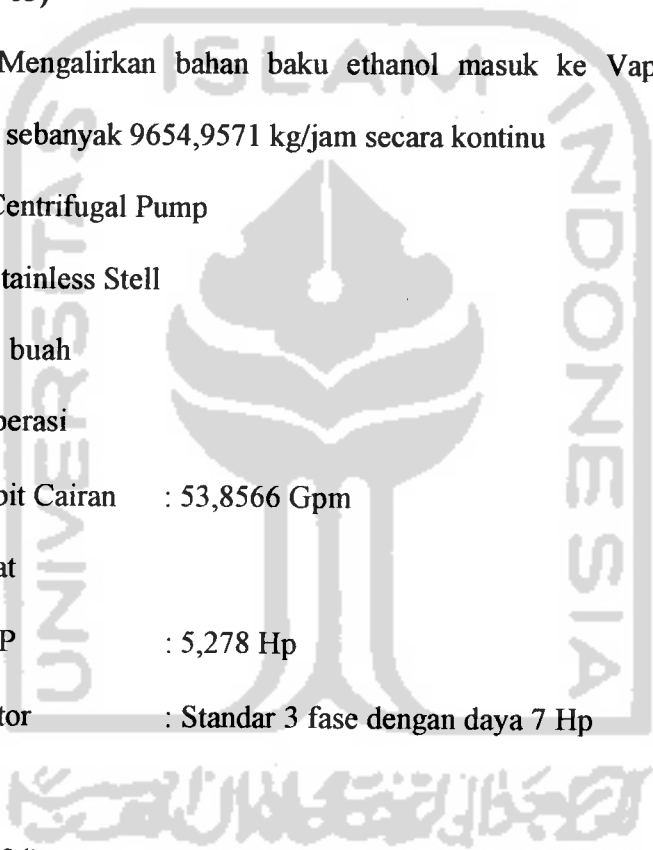
- BHP : 5,278 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 7 Hp

**21. Pompa (P-04)**

Fungsi : Mengalirkan campuran hasil Reaktor (R-01) ke Menara Distilasi (D-01) sebanyak 4078,0460

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Stell



Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 260,2545 Gpm

Ukuran Alat

- BHP : 11,6883 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 12 Hp

## **22. Pompa (P-05)**

Fungsi : Mengalirkan hasil atas Menara Distilasi (MD-01) ke Menara Ekstraktor (E-01) sebanyak 24387,5674 kg/jam secara kontinu

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Steel

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit cairan : 176,7171 Gpm

Ukuran Alat

- BHP : 2,6244 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 3 Hp

## **23. Pompa(P-06)**

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) ke tangki penyimpanan (T-02) sebanyak 16040,4786 kg/jam secara kontinu.

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Steel

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit cairan : 101,51466 Gpm

Ukuran Alat

- BHP : 6,7546 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 7 Hp

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

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah Menara Ekstraktor (E-01) ke Menara Distilasi (MD-02) sebanyak 1472,2495 kg/jam secara kontinu

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Steel

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 7,29436 Gpm

Ukuran Alat

- BHP : 0,2043 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 0,5 Hp

**25. Pompa (P-08)**

Fungsi : Mengalirkan air pendingin ke Menara Ekstraktor (E-01) sebanyak 6599,5923 kg/jam secara kontinu.

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Stell

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 32,05746 Gpm

Ukuran Alat

- BHP : 0,7762 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 1 Hp

**26. Pompa (P-09)**

Fungsi : Mengalirkan hasil atas Menara Distilasi (MD-02) untuk di daur ulang sebanyak 797,7621 kg/jam secara kontinu.

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Stell

Jumlah: 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 4,592846 rpm

Ukuran Alat

- BHP : 0,7762 Hp
- Motor : Standar 3 rase dengan daya 1 Hp

**27. Pompa (P-10)**

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah Menara Distilasi (MD-02) untuk dikembalikan ke Menara Ekstraktor (E-01) sebanyak 6613,9408 kg/jam secara kontinu.

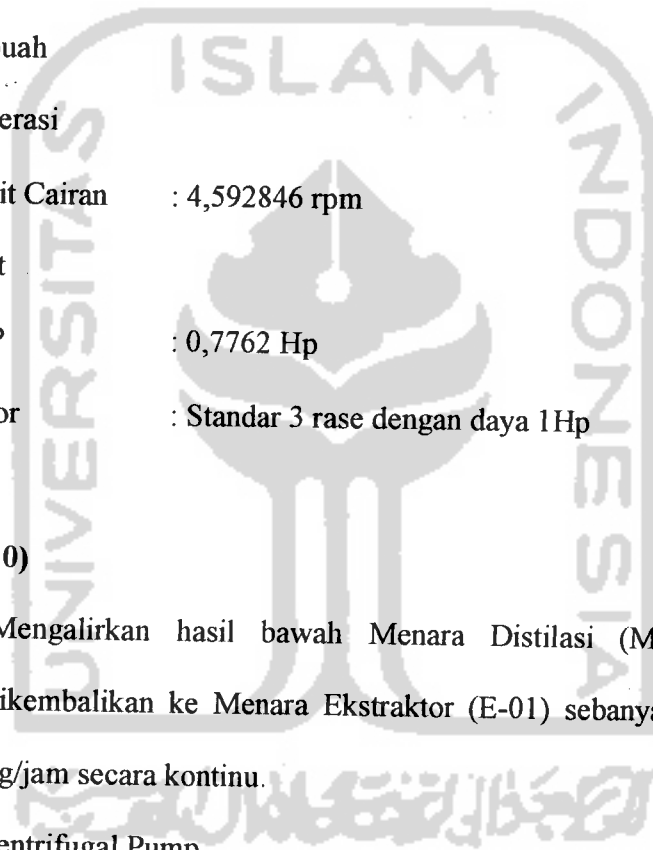
Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Stell

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 31,09136 Gpm



Ukuran Alat

- BHP : 1,5718 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 2 Hp

**28. Pompa (P-11)**

Fungsi : Mengalirkan produk ETBE dari tangki penyimpanan (T-02) ke konsumen sebanyak 15782,8 kg/jam secara periodik.

Type : Centrifugal Pump

Bahan : Stainless Steel

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Debit Cairan : 5958,07936 Gpm
- Waktu Pemompaan : 12 jam

Ukuran Alat

- BHP : 24,6583 Hp
- Motor : Standar 3 fase dengan daya 25 Hp

**29. Kompresor (C-01)**

Fungsi : Mengalirkan bahan baku isobutylene ke Reaktor (R-01) sebanyak 27684,9765 kg/jam secara kontinu.

Type : Centrifugal Compressor

---



Bahan : Stainless Steel

Jumlah : 1 buah

Ukuran

- Effisiensi : 93 %
- BHP : 359,959 Hp
- Motor : Standart 300 Hp

### **30. Tangki Valve (EV-01)**

Fungsi : Menurunkan tekanan produk ETBE sebelum masuk tangki penyimpanan (T-02) sebanyak 15782,8 kg/jam secara kontinu.

Type : Globe Valve

Bahan : Commercial Steel

Jumlah : 1 buah

Ukuran Alat

- ID : 7,98 in
- OD : 8,63 in

### **31. Tangki Ethanol (T-01)**

Fungsi : Menampung bahan baku ethanol untuk persediaan 14 hari

Type : Atmosferic Silinder Tegak

Bahan : Baja karbon SA-285 Grade C

MILIK  
PERPUSTAKAAN FTI-UII  
YOGYAKARTA

Bentuk atap : Self Supporting Canical Roofs

Jumlah : 2

Kondisi Operasi

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Ukuran Alat

- Diameter : 64,7854 ft
- Tinggi : 24,2945 ft
- Tebal shell terbawah : 0,5 in
- Tebal atap : 0,5 in

### 32. Tangki ETBE (T-02)

Fungsi : Menyimpan produk ETBE persediaan 30 hari

Type : Silinder Tegak

Bahan : Baja Carbon SA-285 Grade C

Jumlah : 2

Kondisi Operasi

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Ukuran Alat

- Diameter : 91,9955 ft

- Tinggi : 34,9483 in
- Tebal shell terbawah : 0,5 in
- Tebal atap : 0,5 in



## BAB IV

### UTILITAS

Unit utilitas merupakan bagian penunjang proses yang sangat penting dalam suatu pabrik. Unit utilitas ini akan menyediakan kebutuhan pabrik antara lain:

1. Air dan steam
2. Udara tekan
3. Tenaga listrik dan bahan bakar

#### 4.1 Air Dan Steam Unit Penyedia

Unit ini akan menyediakan air untuk pendingin proses, air untuk sanitasi ( air minum, keperluan kantor, perumahan, dll ) dan steam.

Kebutuhan air meliputi:

##### A. Air Pendingin

1. Pendingin reaktor ( R-01 )	= 340576,1036 kg/jam
2. Pendingin kondensor ( Cd-01)	= 232202,8518 kg/jam
3. Pendingin kondensor ( Cd-02 )	= 187500,6433 kg/jam
4. Pendingin kondensor ( Cd-03 )	= 3789,5986 kg/jam
5. Pendingin hasil ( HE-01 )	= 34049,2062 kg/jam
6. Pendingin hasil ( HE-03)	= 7275,3347 kg/jam
Total	= 805393,7382 kg/jam

Dianggap 80 % air dapat direcycle kembali sehingga,

Air make up = 20 % x air total

Air make up = 161078,7476 kg/jam

### B. Steam

Dalam rancangan pabrik ethyl tertiary butyl ether ini dibutuhkan steam, yaitu steam jenuh 230 °F dan 302 °F. superheated steam diperoleh dengan menaikkan tekanan steam jenuh hasil boiler dengan kompresor.

Adapun kebutuhan steam adalah:

- HE – 02 = 1673,8748 kg/jam
- Rb-01 = 2831,0146 kg/jam
- Rb-02 = 571,3492 kg/jam
- Vp-01 = 2233,7607 kg/jam
- Total = 7309,9993 kg/jam

Dianggap 80 % kondensat dari steam dapat direcycle kembali sehingga, air make up = 20 % x total = 1461,9999 kg/jam

### C. Air Sanitasi

Air untuk sanitasi digunakan untuk:

- Perumahan diperkirakan = 10000 kg/jam
- Keperluan Kantor = 5000 kg/jam
- Total = 15000 kg/jam
- Lain-lain ( poliklinik, bengkel, kantin, pemadam kebakara, dll )  
= 20 % x total = 3000 kg/jam
- total air sanitasi = 18000 kg/jam

Kebutuhan air unit pengolahan air adalah

$$18000+1461,9999+161078,7476 = 180540,7475 \text{ kg/jam}$$

kebutuhan air diatas didapat dengan jalan mengolah air sungai yang terletak di dekat pabrik melalui tahapan sbb:

**a. Pre Treatment**

Pre Treatment adalah suatu proses pendahuluan dalam mengolah air sebelum proses koagulasi dan flokulasi. Maksud dari pre treatment adalah untuk memisahkan bahan-bahan yang mengapung misalnya kotoran-kotoran, minyak, lemak, dan sebagainya. Air yang diperoleh dari sungai dipompa kemudian ditampung dalam bak penampungan ( BU-01) untuk dilakukan proses treatment.

**b. Koagulasi dan flokulasi**

Pada proses ini air yang mengandung partikel-partikel halus yang terdispersi, setelah mengalami proses pre treatment ditampung pada tangki clarifier dan ditambahkan zat kimia  $Al_2(SO_4)_3$  dan  $Na_2CO_3$  sehingga terjadi proses koagulasi yang diikuti proses flokulasi. Dengan menggunakan tangki clarifier maka gumpalan-gumpalan yang terjadi dapat dipisahkan, sehingga akan diperoleh air bersih.

**c. Filtrasi**

Air yang keluar dari clarifier masih mengandung floe-floe halus yang dapat dibersihkan dengan menggunakan penyaring. Penyaring yang digunakan adalah sand filter dalam bak penyaringan ( BU-03).

---

Air bersih yang keluar dari Sand Filter dipompa dan ditampung dalam bak penampung air bersih ( BU-04). Air ini bisa dimanfaatkan untuk keperluan sanitasi setelah diberi kaporit pada BU-05, dengan tujuan membunuh kuman-kuman yang kemungkinan berada dalam air tersebut.

**d. Pengolahan air lunak**

Air yang dipompa dari BU-04 digunakan untuk pendingin bergabung dengan recycle air pendingin yang sudah didinginkan di Cooling Tower ( CT ) memiliki suhu 30 °C dan sebagainya digunakan sebagai umpan boiler untuk dijadikan steam. Perlunakan dilakukan dengan menggunakan proses ion exchanger yang terdiri dari kation exchanger dan anion exchanger menggunakan media zeolit (resin), yang apabila sudah mencapai kondisi jenuh dapat diregenerasi dengan menggunakan NaCl.

**4.2. Unit Penyedia Udara Tekan**

Pada Pra Rancangan pabrik ETBE ini udara tekan digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan dihasilkan oleh kompresor dan didistribusikan melalui pipa.

**4.3. Unit Penyedia Tenaga Listrik Dan Bahan Bakar**

Listrik untuk kebutuhan pabrik umumnya diperoleh dari 2 sumber, yaitu:

1. Suplai dari Pembangkit Listrik Negara ( PLN ).
2. Pembangkit Diesel ( Generator ) penghasil listrik sendiri.

Pada perancangan ETBE ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik sendiri. Hal ini didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut:

1. Kontinuitas tenaga listrik dapat terjamin, sehingga proses dapat berjalan lancar.
2. Tenaga listrik yang dihasilkan dari PLN tidak selalu konstant.

Sebagai pembangkit tenaga listrik digunakan generator arus bolak-balik, yaitu dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Tenaga listrik yang dihasilkan relatif cukup besar
2. Tegangan yang dihasilkan dapat dinaikan dan diturunkan dengan menggunakan transformator.

Generator yang digunakan adalah generator AC 3 fasa, dengan pertimbangan-pertimbangan sbb:

1. Tegangan listrik stabil
2. Motor 3 fasa harganya relatif lebih murah dan relatif lebih sederhana
3. Daya kerja lebih besar
4. Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit

selain unit utilitas ada lagi yang tidak kalah penting untuk disediakan yaitu Unit Pengolahan Limbah. Unit ini merupakan salah satu unit yang harus disediakan oleh suatu pabrik. Pada industri ETBE pengolahan limbah dibagi menurut dua, yaitu:

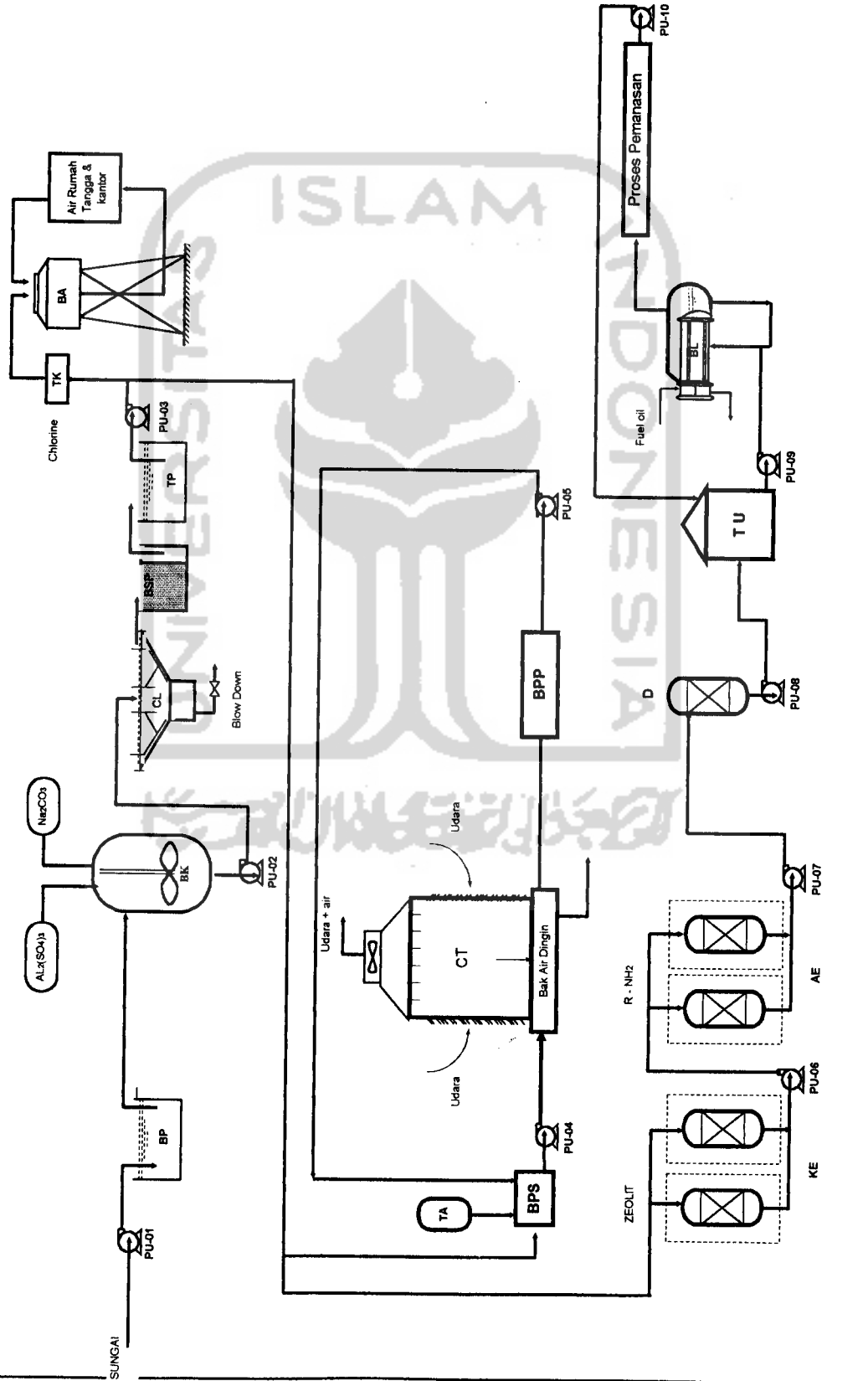
1. Hasil ceceran bahan kimia atau larutan kimia ditampung di basin waste water, kemudian dinetralkan sebelum dibuang ke equalization.



2. Limbah sanitasi ditampung dalam septik tank, kemudian difilter sebelum dibuang ke equalization.

Limbah non sanitasi ditampung dalam selokan-selokan terbuka yang ada di sekitar pabrik sebelum dialirkan ke sungai.





KETERANGAN

- |    |     |                             |
|----|-----|-----------------------------|
| 1  | AE  | Anion Exchanger             |
| 2  | BA  | Bak penampung air bersih    |
| 3  | BL  | Boiler                      |
| 4  | BK  | Bak Koagulasi               |
| 5  | BP  | Bak penampung air sungai    |
| 6  | BPS | Bak Penampung sementara     |
| 7  | BPP | Bak Penampung air Pendingin |
| 8  | BSP | Bak Saringan Pasir          |
| 9  | CL  | Clarifier                   |
| 10 | CT  | Cooling Tower               |
| 11 | D   | Dearator                    |
| 12 | KE  | Kanion Exchanger            |
| 13 | PU  | Pompa Utilitas              |
| 14 | TA  | Tangki Anti Karat           |
| 15 | TK  | Tangki pelarut Kaporit      |
| 16 | TP  | Tangki penampung Air        |
| 17 | TU  | Tangki Utilitas             |

GAMBAR 3. PENGOLAHAN AIR UTILITAS

## **BAB V**

### **ORGANISASI PERUSAHAAN**

#### **5.1. Bentuk Perusahaan**

Bentuk suatu perusahaan dapat digolongkan menjadi beberapa macam, antara lain sebagai berikut :

1. Bentuk PT / korporasi
2. Bentuk koperasi
3. Bentuk firma
4. Bentuk perseorangan

Untuk perusahaan berskala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/Korporasi). PT merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk Perseroan Terbatas memiliki cirri – cirri sebagai berikut :

- **Perusahaan Dibentuk Berdasarkan Hukum**  
Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang dipergunakan guna mendapatkan ijin dari Pemerintah, dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi hukum dalam mengatur pengelolaan intern perusahaan.
  - **Badan Hukum Terpisah Dari Pemiliknya (Pemegang Saham)**
- 
-

Perusahaan didirikan bukan terdiri dari perkumpulan pemegang saham, tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikan dimiliki dengan memiliki saham sedangkan kegiatan – kegiatan perusahaan tidak terpengaruh olehnya.

- Menguntungkan bagi kegiatan – kegiatan berskala besar

Perseroan terbatas sesuai untuk perusahaan yang berskala besar dengan aktifitas – aktifitas yang kompleks.

Berdasarkan keterangan – keterangan tersebut di atas maka pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether yang akan didirikan direncanakan memiliki bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT / Korporasi). Adapun alasan lain dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa pertimbangan :

- Mudah dalam mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham terbatas, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
  - Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
  - Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff dengan diawasi oleh dewan komisaris
  - Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff maupun karyawan perusahaan.
- 
-

- Efisiensi dari segi manajemen, sebab para pemegang saham dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini Perseroan Terbatas dapat memperluas usahanya.

## **5.2. Struktur Organisasi**

Struktur organisasi perusahaan merupakan kerangka mekanisme normal, bagaimana perusahaan tersebut dikelola. Guna mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dipergunakan sebagai pedoman :

- Perumusan tujuan perusahaan
- Pendelegasian karyawan dengan jelas
- Pembagian tugas dengan jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

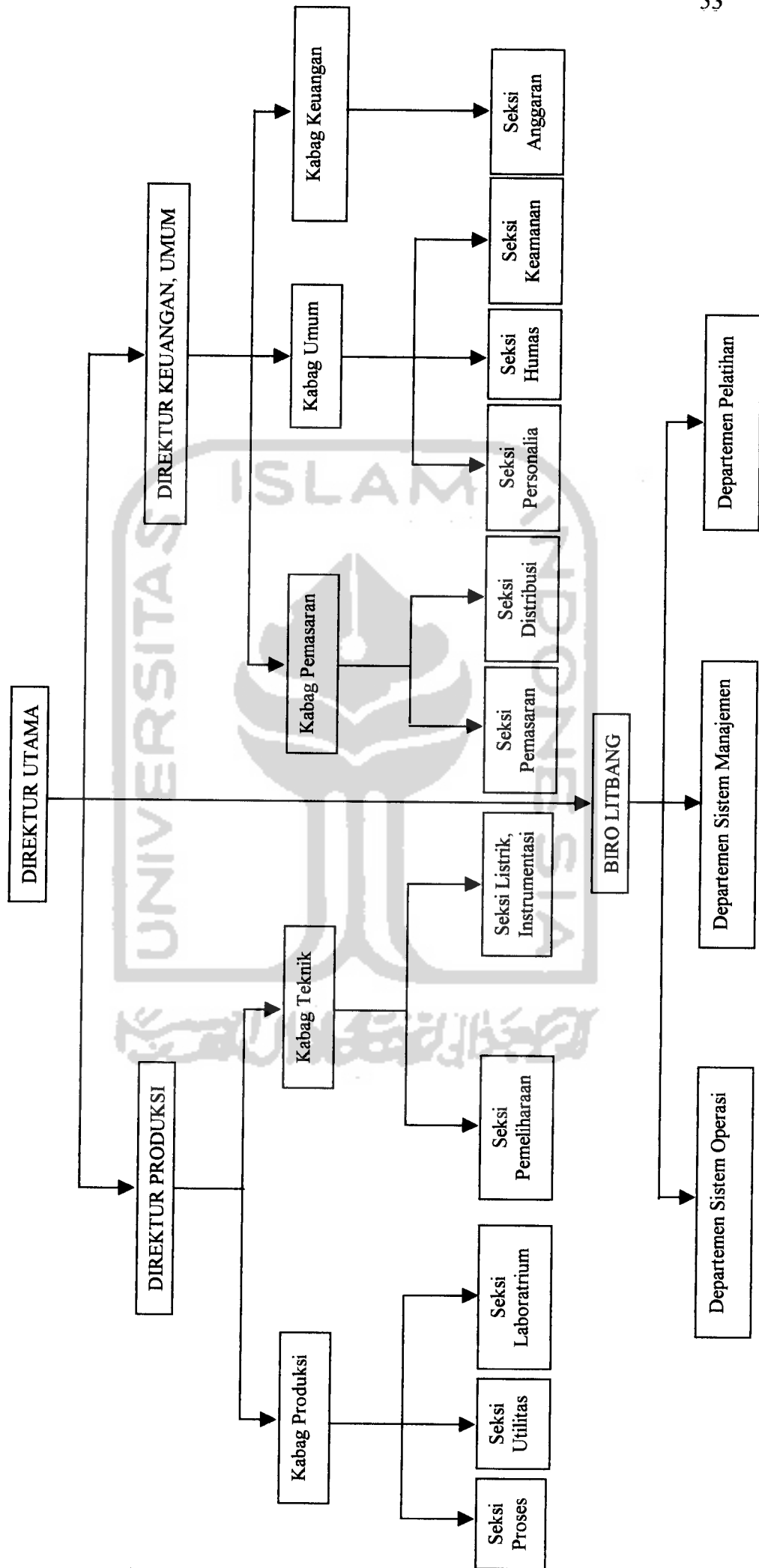
Dengan berpedoman dengan azas – azas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu system line dan staff, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian juga dengan tugas pembagian kerja seperti yang terdapat dalam system organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasnya saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran

---

produksi perlu dibentuk staff guna ahli memberikan bantuan pemikiran dan masukan kepada tingkat pengawas.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam tugas kesehariannya diwakili oleh seorang komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dijalankan oleh seorang direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Direktur Teknik membawahi atas bidang teknik, engineering dan produksi. Sedangkan direktur keuangan dan umum membidangi pemasaran dan kelancaran pelayanan perusahaan. Direktur membawahi kepala bagian dalam perusahaan sebagai pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing – masing kepala bagian akan membawahi seksi dan masing – masing seksi akan membawahi dan mengawasi karyawan perusahaan pada masing – masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing – masing kepala regu dan akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing – masing seksi.



Gambar 4. Struktur Organisasi Perusahaan

### **5.3. Tugas Dan Wewenang**

#### **A. Pemegang saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk keperluan pendirian dan berjalannya perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi dalam perusahaan yang bentuk Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham.

Dalam rapat umum tersebut pemegang saham :

- Mengangkat dan memperhentikan dewan komisaris
- Mengangkat dan memperhentikan direktur.
- Mengesahkan hasil – hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi dari perusahaan.

#### **B. Dewan komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari – hari dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Adapun tugas – tugas komisaris :

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, alokasi dana dan pemasaran.
  - Mengawasi tugas keseharian direksi.
  - Membantu direksi dalam hal – hal penting.
-



### C. Dewan direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam pengelolaan perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju dan mundurnya perusahaan, direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas Direktur Utama :

- Melaksanakan policy perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada para pemegang saham pada kurun waktu yang ditentukan.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemegang saham, pimpinan, karyawan dan konsumen, mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.
- Mengkoordinasi kerjasama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas Direktur Produksi :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik.
  - Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.
-

Tugas Direktur Keuangan Dan Umum :

- Bertanggung jawab terhadap direktur utama dalam bidang pemasaran, administrasi , keuangan dan pelayanan umum.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### **D. Staff Ahli**

Staff ahli terdiri dari tenaga – tenaga ahli pada bidangnya memiliki tugas membantu direktur dalam melaksanakan tugasnya dengan baik yang berhubungan dengan teknik maupun keuangan dan umum. Staff ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya.

Tugas dan wewenang Staff Ahli :

- Memberikan masukan dan saran dalam perencanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran – saran pada bidang hukum.

#### **E. Biro Penelitian Dan Pengembangan**

Biro penelitian terdiri atas ahli – ahli atau sarjana – sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Biro penelitian dan pengembangan membawahi tiga departemen :

---

1. Departemen system operasi
2. Departemen system manajemen
3. Departemen pendidikan dan pelatihan

Tugas dan wewenang Biro Penelitian Dan Pengembangan :

- Mempertinggi mutu suatu produk
- Memperbaiki proses suatu proses atau kinerja alat dan pengembangan produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran atau study banding
- Mempertinggi efisiensi kerja
- Meningkatkan ketrampilan karyawan sesuai pada bidangnya

#### **F. Kepala bagian**

Tugas Kepala Bagian secara umum adalah mengkoordinir atau mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkup bagiannya sesuai dengan yang telah digariskan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat bertindak sebagai staff direktur bersama staff ahli dan bertanggung jawab kepada direktur utama.

Kepala Bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bidang Produksi membawahi :

➤ Seksi Proses

Tugas seksi proses adalah mengontrol jalannya proses pabrik / perusahaan dan produksi, mengambil tindakan yang diperlukan dalam mengatasi peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

➤ Seksi Utilitas

Bertugas melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk semua kebutuhan proses, air dan uap air.

➤ Seksi Laboratorium

Bertugas mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu, mengawasi dan menganalisa produk, serta mengawasi semua perihal yang berhubungan dengan buangan pabrik.

2. Kepala Bagian Teknik

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

Kepala Bagian Teknik membawahi :

➤ Seksi pemeliharaan

➤ Seksi listrik dan instrumentasi

Tugas seksi listrik dan instrumentasi adalah mengontrol kondisi instrumen pengendalian pabrik, memperbaiki kerusakan dan mengoptimalkan kemampuan peralatan instrumentasi.

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran produksi, kepala bagian pemasaran membawahi :

➤ Seksi pemasaran

Bertugas merencanakan strategi pemasaran dan mengoptimalkan pemasaran hasil produksi.

➤ Seksi Distribusi

Bertugas mengontrol persediaan bahan baku, bahan pembantu dan hasil produksi serta bertanggung jawab atas tersedianya bahan baku dan bahan pembantu juga mengatur distribusi hasil produksi dari penyimpanan konsumen.

4. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang anggaran, audit keuangan dan akuntan serta perbendaharaan.

Kepala bagian keuangan membawahi

➤ Seksi Anggaran

Bertugas merencanakan anggaran perusahaan untuk periode tertentu dan memprediksi kondisi keuangan untuk masa yang akan datang

➤ Seksi Akuntan

Bertugas menghitung penggunaan keuangan perusahaan dan mengamankan kondisi keuangan

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang hubungan masyarakat dan kesejahteraan karyawan.

Kepala bagian umum membawahi :

➤ Seksi Personalia

- Membina hubungan tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaan lingkungannya sehingga tercapai suatu efisiensi waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang kondusif dan dinamis.
- Melaksanakan hal – hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

➤ Seksi Humas

Bertugas mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat dilingkungan perusahaan.

➤ Seksi Keamanan

- Menjaga keamanan bangunan pabrik semua fasilitas perusahaan.



- Mengawasi keluar masuknya karyawan maupun tamu di lingkungan pabrik
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### **G. Kepala seksi**

Kepala seksi adalah pelaksanan pekerjaan dalam lingkungan bagian sesuai dengan rencana yang diatur oleh para kepala bagian masing – masing agar dapat diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing – masing sesuai bidangnya.

#### **5.4. Pembagian Kerja Karyawan**

Pabrik Ethyl Tertiary Buthyl Ethar (ETBE) direncanakan beroperasi untuk 330 hari dalam 1 tahun, 24 jam dalam 1 hari. Sisa hari yang bukan hari libur dipergunakan untuk perbaikan, perawatan maupun shut down. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan :

##### **A. Karyawan Non Shift**

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung, yang termasuk karyawan harian non shift adalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi serta staff yang berada di kantor.

---

Karyawan harian ini bekerja 6 hari dalam satu minggu, dengan jam kerja :

- Hari senin s/d jum'at : jam 07.00 s/d 15.00
- Hari sabtu : jam 07.00 s/d 12.00

Jam istirahat

- Hari senin s/d jum'at : jam 12.00 s/d 13.00
- Hari jum'at : jam 11.00 s/d 13.00

### **B. Karyawan Shift**

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian – bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan masalah kelancaran produksi dan keamanan. Yang termasuk karyawan shift adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian – bagian yang harus selalu siaga menjaga kelancaran dan keselamatan kerja serta keamanan pabrik. Karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam, dan dibagi tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut :

- Shift pagi : jam 07.00 s/d 15.00
- Shift siang : jam 15.00 s/d 23.00
- Shift malam : jam 23.00 s/d 07.00

Untuk karyawan shift dibagi menjadi empat regu, dimana tiga regu bekerja dan satu regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, tiap regu yang bertepatan tetap masuk, adapun jadwal kerja masing – masing regu ditetapkan sebagai berikut :



REGU	HARI													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
2	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M
3	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L

Keterangan :

*P = shift pagi*

*M = shift malam*

*S = shift siang*

*L = libur*

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawan, karena kelancaran secara tidak langsung akan mempengaruhi kestabilan dan perkembangan serta kemajuan perusahaan, untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan disamping itu absensi juga dipergunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar pengembangan karir karyawan di perusahaan.

### 5.5. Status Karyawan Dan Sistem Upah

Pada pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) ini system upah yang diterapkan pada karyawan berbeda – beda tergantung dari status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status, karyawan pabrik dibagi dalam tiga golongan sebagai berikut :

**A. Karyawan Tetap**

Karyawan Tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapatkan gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa jabatan.

**B. Karyawan Harian**

Adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan serta memiliki masa jabatan sesuai kontrak yang sebelumnya telah disepakati.

**C. Karyawan Borongan**

Karyawan yang dibutuhkan oleh pabrik/perusahaan apabila diperlukan saja dan menerima upah borongan untuk satu pekerjaan.

**5.6. Tingkat Pendidikan Dan Gaji Karyawan**

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diatas diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawabnya. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan dari sarjana S-1 sampai dengan lulusan SMA. Gaji Karyawan ditentukan berdasarkan jabatan, tingkat pendidikan, masa kerja dan resiko kerja.

JABATAN	TINGKAT PENDIDIKAN	GAJI ( Rp )
Direktur Utama	S-1 Teknik Kimia	10.000.000
Direktur	S-1 Teknik Kimia/Ekonomi	8.000.000

Kepala Bagian	S-1 Teknik Kimia/Ekonomi/Teknik Mesin/Teknik Elektro	5.000.000
Kepala Seksi	S-1 Teknik Kimia/Ekonomi/Teknik Mesin/Teknik Elektro	3.000.000
Kepala Regu	D-3 Teknik Kimia /Teknik Mesin/Teknik Elektro	1.500.000
Operator	D-1 Kimia/Mesin/Elektro	1.000.000
Karyawan Shift	SMU/STM	800.000

### 5.7. Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan Social yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan antara lain:

#### A. Tunjangan

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

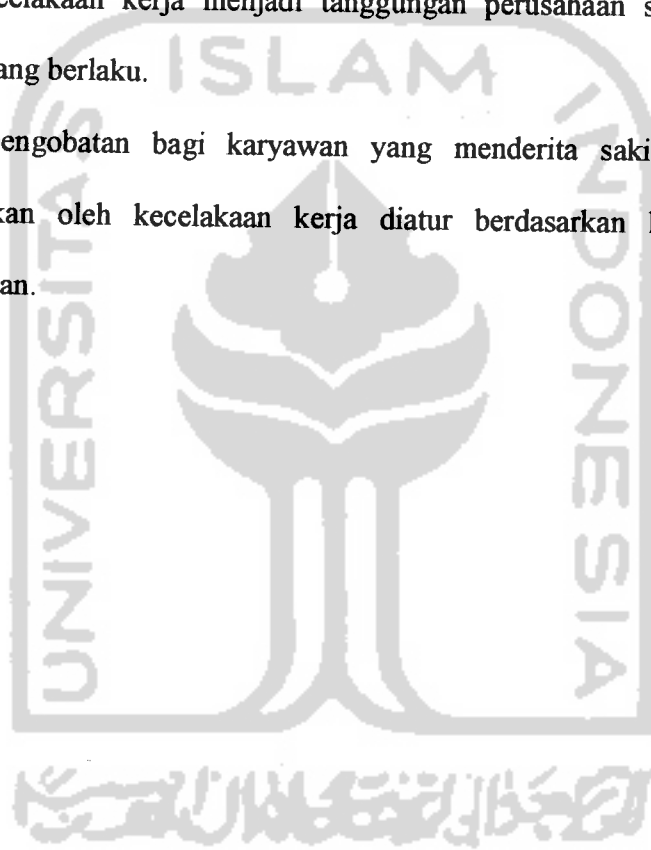
#### B. Cuti

- Cuti tahunan kepada tiap-tiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

### **C. Pengobatan**

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja menjadi tanggungan perusahaan sesuai dengan aturan yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.



## **BAB VI**

### **TATA LETAK PABRIK**

#### **6.1. Lokasi Pabrik**

Pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) direncanakan akan didirikan di Cilacap, Jawa Tengah, dengan pertimbangan sebagai berikut:

##### **a. Penyediaan Bahan Baku**

Pabrik selalu berusaha untuk mendapatkan bahan baku, baik secara kuantitatif dengan mudah, harga yang layak, biaya pengangkutan yang rendah dan tidak rusak, sehingga apabila menjadi bahan jadi diharapkan dapat menekan biaya produksi dengan kualitas sebaik mungkin sesuai standart yang telah ditetapkan. Dengan pertimbangan tersebut maka pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) mendapatkan bahan baku:

- Isobutylene dari Pertamina UP IV Cilacap
- Ethanol dari pabrik ethanol yang cukup banyak di Pulau Jawa

##### **b. Pemasaran**

pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) dipergunakan sebagai bahan aditif bensin, sehingga dari segi pemasaran untuk dalam negeri wilayah Jawa Barat, Jawa Tengah dan Jawa Timur, dapat dijangkau dengan transportasi darat dan untuk luar Pulau Jawa serta pemasaran keluar negeri dapat dijangkau dengan transportasi laut melalui pelabuhan terdekat.

c. Sumber Tenaga dan Bahan Bakar

Kebutuhan listrik didapat dari PLN dan dari pembangkitan sendiri. Bahan bakar diperoleh dari hasil samping dan dari Pertamina.

d. Utilitas

Air mudah diperoleh baik dari air tanah, air sungai maupun air laut.

e. Transportasi dan Tenaga Kerja

Cilacap merupakan daerah strategis dalam masalah transportasi darat maupun laut, komonikasi, serta mempunyai kemudahan dalam memperoleh tenaga kerja trampil dan ahli.

f. Keadaan Masyarakat

Karena Cilacap masih tersedia tanah yang relatif luas kawasan industri, maka masyarakat dapat menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya. Selain itu masyarakat daerah sekitarnya dapat dijadikan sumber tenaga kerja untuk mengurangi pengangguran.

g. Kemungkinan Perluasan Pabrik

Di daerah Cilacap masih tersedia tanah yang relatif luas untuk kawasan industri, sehingga kemungkinan perluasan pabrik sangat besar.

h. Tinggi-Rendahnya Pajak

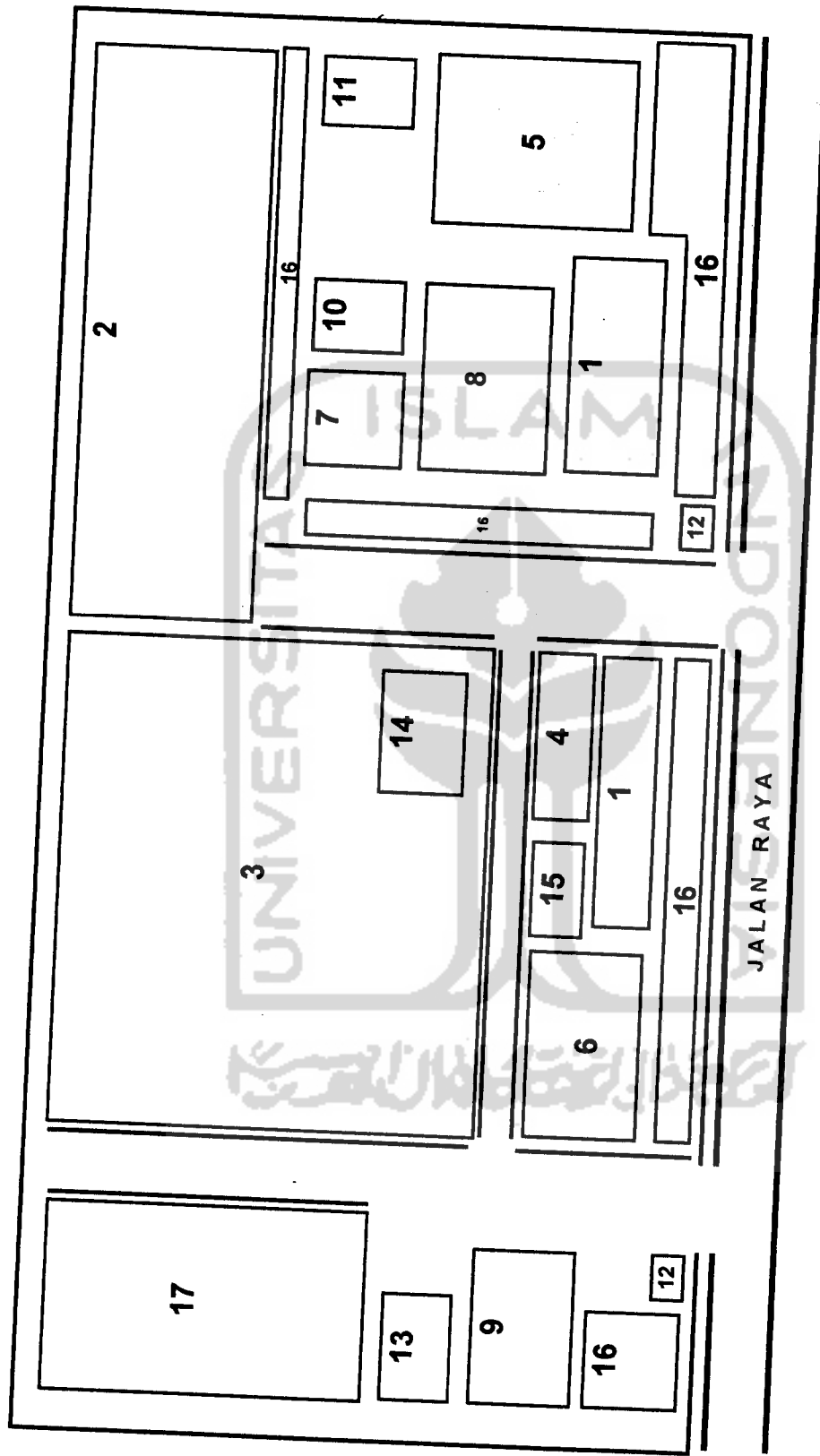
Apabila suatu pabrik membutuhkan investasi yang besar, maka masalah perijinan dan perpajakan perlu dipertimbangkan. Tetapi karena Cilacap merupakan daerah industri tentunya peraturan daerah akan banyak membantu industri-industri baru.

## 6.2. Tata Letak Pabrik Dan Peralatan Proses

Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik yaitu: kemungkinan perluasan pabrik, aliran bahan, elevasi peralatan, keamanan dan keselamatan kerja.

Beberapa hal pokok yang juga harus diperhatikan antara lain :

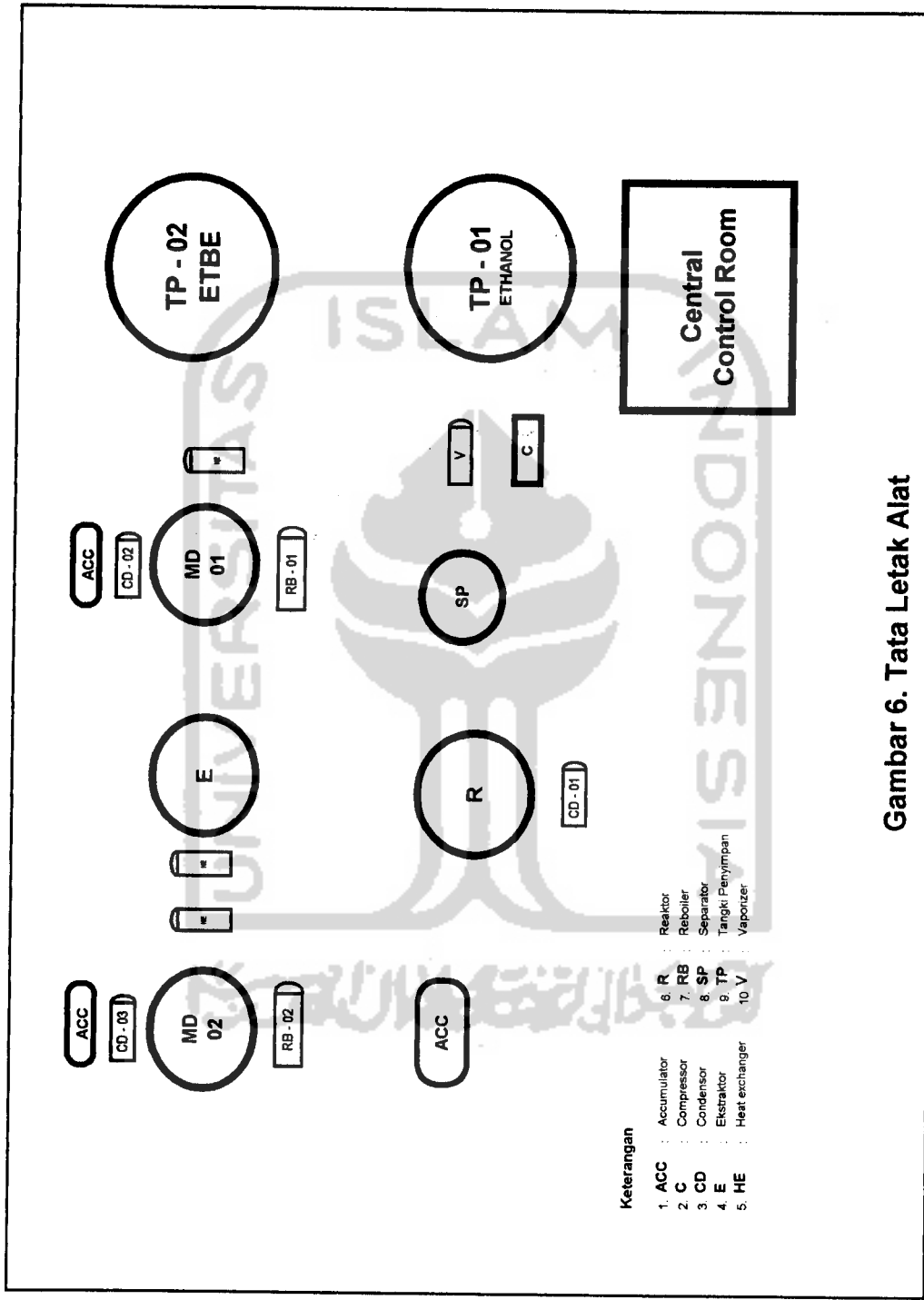
- Penentuan letak alat harus sedemikian sehingga memberikan ruang gerak yang cukup dalam perbaikan, pemasaran dan perawatan alat.
- Pengaturan tata letak peralatan harus menurut aliran proses, sehingga memudahkan aliran bahan, aliran pipa, alat kontrol, pengawasan dan keamanan.
- Susunan peralatan pabrik diatur untuk memberikan kemudahan kerja pemadam kebakaran, kepastian keamanan, dan keselamatan kerja. Disamping itu harus tersedia lebih dari satu jalan keluar bila terjadi kecelakaan di satu lokasi.
- Adanya area yang cukup untuk pengembangan pabrik ataupun pemasangan alat baru.



- Keterangan Gambar
- 1. Area Parkir
  - 2. Area Pertuisan Pabrik
  - 3. Area Proses
  - 4. Bengkel
  - 5. Gedung Pertemuan
  - 6. Gudang
  - 7. Kantin
  - 8. Kantor
  - 9. Laboratorium
  - 10. Musholla
  - 11. Poliklinik
  - 12. Pbs Keamanan
  - 13. Pembangkit Listrik
  - 14. Ruang Kontrol
  - 15. Setasiun Pemadam
  - 16. Taman
  - 17. Unit Utilitas
- skala 1 : 550

**Gambar 5. Tata Letak Pabrik**





**Keterangan**

- 1. **ACC** : Accumulator
- 2. **C** : Compressor
- 3. **CD** : Condensator
- 4. **E** : Ekstraktor
- 5. **HE** : Heat exchanger
- 6. **R** : Reaktor
- 7. **RB** : Reboiler
- 8. **SP** : Separator
- 9. **TP** : Tangki Penyimpan
- 10. **V** : Vaporizer

**Gambar 6. Tata Letak Alat**

## BAB VII

### EVALUASI EKONOMI

Uji kelayakan suatu pabrik dinyatakan dalam besar-besaran yang masing-masing dinyatakan dalam bentuk angka-angka yang meliputi Laba, Return On Investment (ROI), Pay Out Time (POT), Break Even Point (BEP), Shut Down Point (SDP), dan Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR).

Perhitungan harga didasarkan literature (Aries and Newton, 1995), sedangkan harga alat yang diperkirakan dari data-data dan gambar (Peters and Timmerhouse, 1981). Harga alat dinyatakan dengan :

$$E_y = E_x \times \frac{N_y}{N_x}$$

Dengan :

$E_y$  = Harga Pada Tahun, y

$E_x$  = Harga Pada Tahun, x

$N_y$  = Indeks Harga Pada Tahun, y

$N_x$  = Indeks Harga Pada Tahun, x

Nilai indeks harga alat diinterpolasi dari data-data Chemical Engineering Plant Cost Index.

Nilai indeks harga alat tahun 1954 = 86

Nilai indeks harga alat tahun 1990 = 356

Nilai indeks harga alat tahun 2003 = 410

### 6.1. Fixed Capital Investment

No	Type Of Capital Investment	Rp
1	Delivered Equipment Cost	20875167110
2	Intallation	2540628687
3	Piping	9596496230
4	Instrumentation	2252670957
5	Isolation	631526597
6	Eletrical	1885268018
7	Building	31080000000
8	Land and Improvement	31080000000
9	Utilitas	15015127170
<i>Physical Plany Cost</i>		114956884800
10	Engineering and Caonstruction	22991376960
<i>Direct Plant Cost</i>		137948261700
11	Contractor's Free	6897413087
12	Contingency	20692239260
<b>Total</b>		<b>165537914100</b>

## 6.2. Manufacturing Cost

No	Type of capital Investment	Rp
1	Raw Mareial	571444264900
2	Labor	3271200000
3	Supervision	327120000
4	Maintenance	11587653990
5	Plat Suplies	1742446153
6	Royalties & Patents	10869573750
7	Utilities	2135986432
<b>Direct Manufacturring Cost</b>		<b>601378245200</b>
8	Paryroll Over Head	654240000
9	Laboratory	654240000
10	Plant Over head	3271200000
11	Packaging and shipping	43478295000
<b>Inderect Manufacturing Cost</b>		<b>48057975000</b>
12	Depreciation	13243033130
13	Property Taxes	1655379141
14	Insurance	1655379141
<b>Fixed Manufacturing Cost</b>		<b>16553791410</b>
<b>total</b>		<b>665990011600</b>

## 6.3. Working Capital

No	Type Of Capital Investment	Rp
1	<i>Raw Material Inventory</i>	47620355410
2	<i>In Proses Inventory</i>	41880809
3	<i>Product Inventory</i>	55499167630
4	<i>Extended Credit</i>	55499167630
5	<i>Available cash</i>	110998335300
	<b>total</b>	<b>269658906700</b>

**Total Capital Investment****Rp 435196820800**

## 6.4. General Expense

No	Type Of Capital investment	Rp
1	<i>Administrasi</i>	32608721250
2	<i>Sales Expense</i>	217391475000
3	<i>Research</i>	43478295000
4	<i>Finansce</i>	43478295000
	<b>Total</b>	<b>336956786250</b>

**Total product cost****Rp 1002946798000**

**Total Sales** **Rp 1086957375000**

Perkiraan Laba

Pajak Pendapatan = 40 %

Laba Sebelum Pajak = Rp 84010577000

Laba Setelah Pajak = Rp 50406346200

### 6.5. Analisa Keuntungan

#### 1. Percent Rate Return On Investment

$$\begin{aligned} \text{ROI Sebelum Pajak} &= \frac{\text{Laba Sebelum Pajak}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100 \% \\ &= 50,75 \% \text{ ( minimal 44 \% untuk pabrik beresiko tinggi, } \\ &\text{ tabel 54. Aries Newton, 1955 )} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ROI Sesudah Pajak} &= \frac{\text{Laba Sesudah Pajak}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100 \% \\ &= 30,45 \% \end{aligned}$$

#### 2. Pay Out Time

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum Pajak} &= \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{( Profit before taxes + Depreciation )}} \end{aligned}$$

= 1,646 tahun ( maximal 2 tahun untuk pabrik beresiko tinggi, tabel 54. Aries Newton, 1955 )

$$\text{POT sebelum Pajak} = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{(\text{Profit After Taxes} + \text{Depreciation})}$$

= 2,472 tahun

**2. Break Event Point**

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

$$= 59,63 \%$$

**3. Shut Down Point**

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

= 50,07 %

**4. Discounted Cash Flow Rate Of Return**

**Asumsi**

- Umur Pabrik 10 Tahun
- Depresiasi 8 % Dari Fixed Capital Investment
- Salvage Value = Harga Tanah = 31080000000
- Total Capital Investment = 4355196820800

**Annual Cash Flow**

- Provit After Taxes = 50406346200
- Depresiasi = 13243033130
- Finance = 43478295000
- Total = 10712767674300

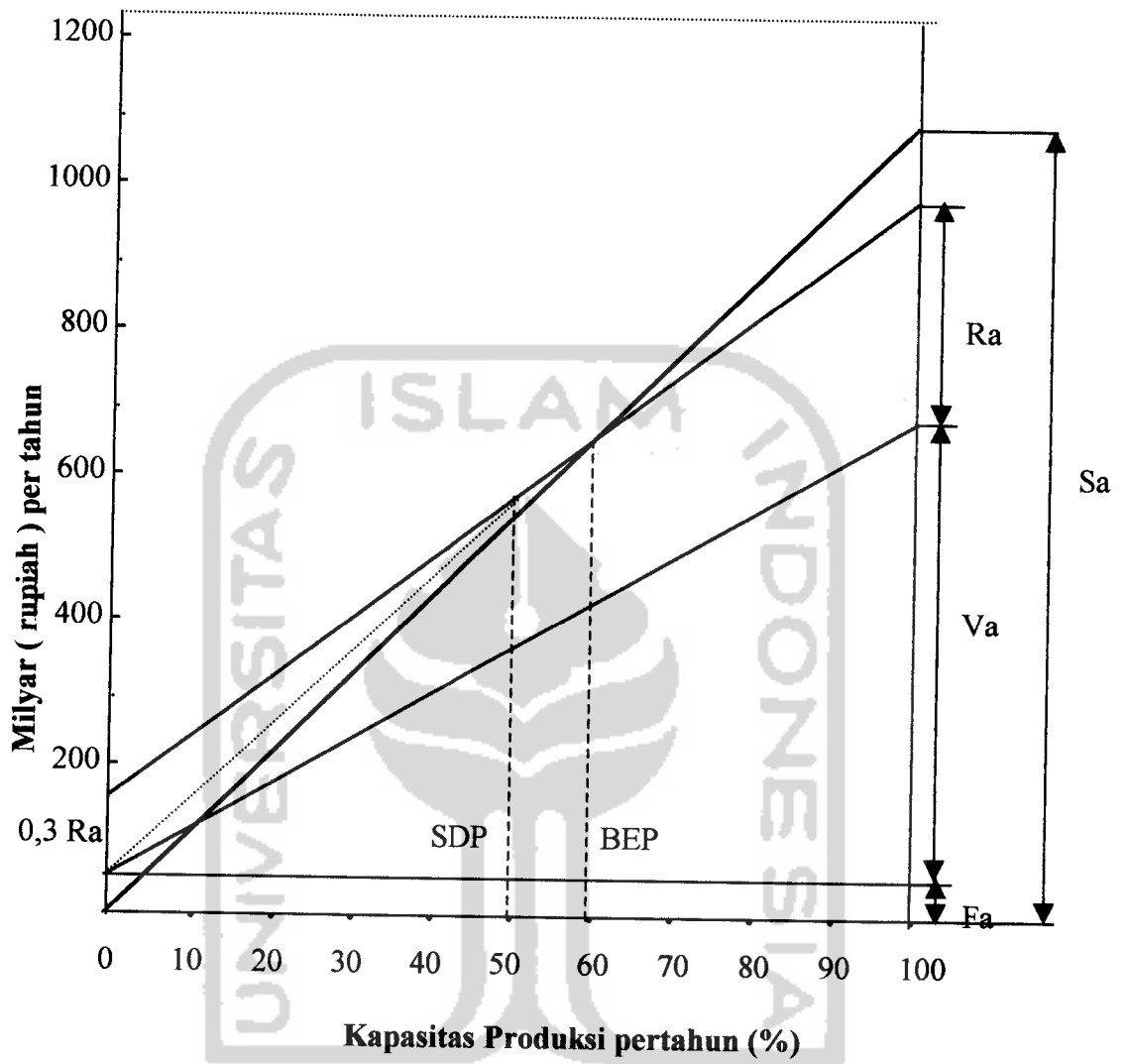
$$(FCC+WC) = \text{Annual Cash Flow (C)} + (WC + \text{Salvage Value}) / (1+i)^{10}$$

$$C = ((1+i)^{-1} + (1+i)^{-2} + \dots + (1+i)^{-10})$$

Dengan Trial And Error Didapat I = 30,05 %

$$DCF = 30,05 \%$$





Grafik Analisa BEP Dengan SDP

## BAB VIII

### KESIMPULAN

1. Pendirian Pabrik Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETHE) dengan bahan baku Isobutylene dan Ethanol merupakan industri yang cukup strategis, selain dapat menunjang industri bahan bakar (bensin), Indonesia tidak perlu lagi mengimpor aditif untuk bahan bakar bensin.
  2. Dari segi lingkungan, Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) merupakan *tradeoff* dari semua pilihan aditif yang ada, ETBE memiliki beberapa pertimbangan yang menguntungkan, antara lain ETBE tidak merusak kondisi air layaknya MTBE. ETBE tidak meningkatkan kadar acetaldehyde dalam lingkungan dan tidak meningkatkan penguapan pada bensin serta menghasilkan smog yang lebih sedikit dibanding dengan penggunaan aditif MTBE.
  3. Cilacap merupakan kawasan industri yang sangat strategis untuk lokasi Pabrik Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE), selain dekat dengan bahan baku (Isobutylene diperoleh dari Pertamina UP-IV Cilacap dan Ethanol dari Palimanan, Jawa Barat), juga mudah dalam pemasaran dalam dan luar negeri dengan tersedianya pelabuhan sebagai sarana transportasi laut.
  4. Pendirian Pabrik Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) dari segi ekonomi cukup menguntungkan, modal kerja dapat dikembalikan dalam waktu 2,472 tahun, Break Even Point (BEP) dicapai pada 59,63 %, Discounted Cash Flow (DCF) pabrik sebesar 30,05 %.
- 
-

**DAFTAR PUSTAKA**

- Aries, R. S., and Newton, R. D., 1955, "**Chemical Engineering Cost Estimation**" , Mc Graw-Hill Book Company, New York.
- Backhurst, J. R. and Harker, J. H., 1973, "**Process Plant Design**" , Heunemann Educational Books, London.
- Brown, G. G. 1978, "**Unit Operation**", John Willey & Sons, Inc., New York.
- Brownell, L. E., and Young, E. H., 1979, "**Process Equipment Design**". 3<sup>rd</sup> edition, Willey Eastenn Ltd., New Delhi.
- Childs, W. V., 1982 , "**Production Of MTBE and ETBE**" ,US Patent no 4.440.960.
- Chopey, N. P and Hicks, T. G., 1984, "**Handbook Of Chemical Engineering Calculation**" , Mc Graw-Hill Book Company, New York.
- Coulson, J. H. and Richardson, J. F., 1983, "**Chemical Engineering Design**" , Vol.6, Pergamon Press,Oxford.
- Fite, C., Iborra, M., Tejero, J., Izqwerdo, J. F. and Cunile, F., 1994, "**Kinetick Of The Liquid Phase Synthesis Of Ethyl Tert-Butyl Ether ( Etbe )**" ,Ind.Eng.Chem. Res., 33, 581-591.
- Foust, AS.,wenzel, LA ClumpCW., Maus, L., an Anderson, LB., 1980, "**Principles Of Unit Operation**" , 2<sup>nd</sup> edition, John Willey & Sons, New York.
- Goering, Carrol., "**MTBE VS ETBE**", University of Illinis Agricultural Engineering Emeritus, US Jurnal.
- Kern, D. Q., 1965, "**Process Heat Transfer**" ,International Student Edition, Mc Graw-Hill Book Company, Oakland.
- 
-

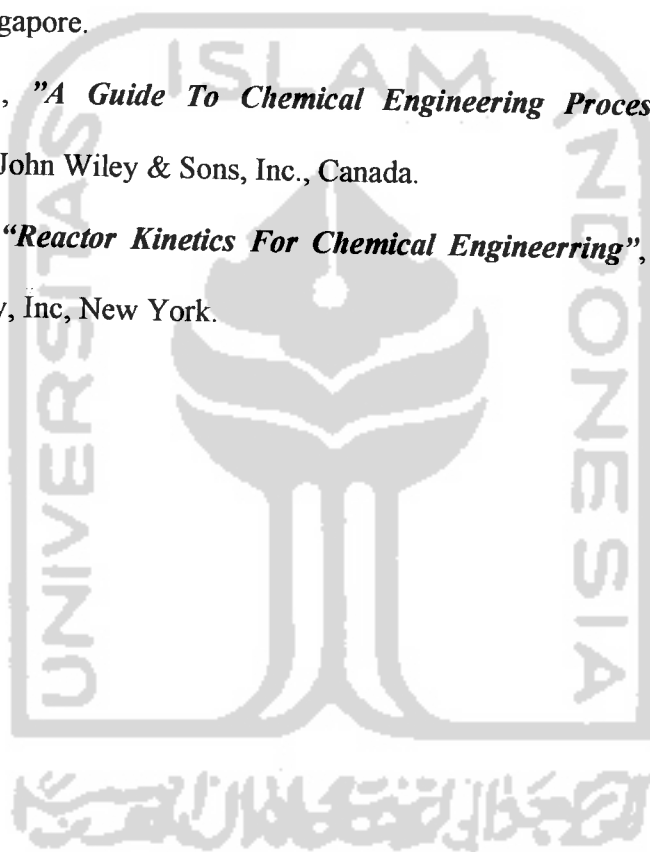
Kirk, R. E., and Othmer, D. F., 1981, "*Encyclopedia Of Chemical Tecnology*", The Interscience Publisher, Inc., New York.

Peter, M. S., and Timmerhous, E. D., 1980, "*Plant Design And Economic For Chemical Engineering*", 3<sup>rd</sup> edition, Mc Graw-Hill International Book Company, Singapore.

Treyball, R. E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3<sup>rd</sup> edition, Mc Graw-Hill Book Company, Singapore.

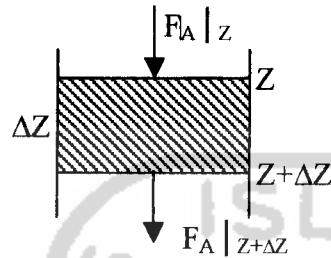
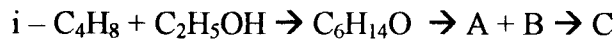
Ulrich, G. D., 1984, "*A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*", John Wiley & Sons, Inc., Canada.

Walas, S. M., 1959, "*Reactor Kinetics For Chemical Engineerring*", Mc Graw-Hill Book Company, Inc, New York.



### Neraca Massa Pada Elemen Volume

Reaksi :



[Input – output – yang bereaksi = ACC

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot \Delta V = 0$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \Delta Z \cdot \varepsilon = 0$$

$$- \frac{\Delta F_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi \cdot d^2}{4} \cdot \varepsilon$$

lim  $\Delta X \rightarrow 0$

$$- \frac{dF_A}{d_z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \varepsilon$$

$$- \frac{d\{F_{Ao}(1 - X_A)\}}{d_z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \varepsilon$$

$$- F_{Ao} \cdot \frac{dx_A}{d_z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \varepsilon$$

$$- \frac{dx_A}{d_z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot d^2}{4 \cdot F_{Ao}} \cdot \varepsilon$$

Dimana

$$- r_A = \mu \cdot C_A \cdot C_B$$

$$= \mu \cdot C_{AO} (1 - X_A) C_{AO} (m - X_A)$$

$$= \mu \cdot C_{AO}^2 (1 - X_A) (m - X_A) \rightarrow m = \frac{C_{Bo}}{C_{AO}}$$

Untuk Gas Ideal :  $PV = n R T$

$$C_{AO} = \frac{n \cdot A_o}{V}$$

$$= \frac{P \cdot A_o}{R \cdot T}$$

$$P_{AO} = P_t \cdot \frac{n_{AO}}{nt}$$

maka,  $C_{AO} = \frac{P_t \cdot n_{AO}}{R \cdot T \cdot nt}$

Sehingga kecepatan reaksi menjadi :

$$(-r_A) = \mu \left( \frac{P_t \cdot n_{AO}}{R \cdot T \cdot nt} \right)^2 (1 - X_A) (m - X_A)$$

maka :

$$dX_A = \mu \left( \frac{P_t \cdot n_{AO}}{R \cdot T \cdot nt} \right)^2 (1 - X_A) (m - X_A) \frac{\pi \cdot d^2}{4 \cdot F_{AO}} \cdot \epsilon$$

Keterangan :

$$\frac{dX_A}{d_z} = \text{Perubahan konversi tiap satuan panjang}$$

$\mu$  = konstan kec. reaksi

$n_{AO} / nt$  = Fraksi mol mula - mula / Fraksi mol total

$P_t$  = tekanan total

$P_t$  = tekanan total

$d$  = diameter pipa dalam

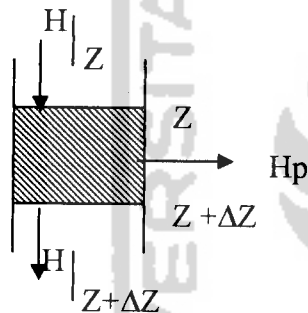
$F_{A_0}$  = kecepatan umpan ( mol A ) mula - mula

$X_A$  = konversi A

$m = C_{B_0} / C_{A_0}$

$\varepsilon$  = volume ruang kosong atau volume total

### Neraca Panas Pada Elemen Volume



Panas yang masuk – panas yang keluar – panas yang diambil pendingin + panas reaksi = ACC

$$H|z - H|z + \Delta z - U \cdot \pi \cdot d_0 \cdot \Delta z (T - T_p) = (-\Delta H_R) \cdot F_{A_0} \cdot \Delta X_A = 0$$

$$H|z + \Delta z - H|z = (-\Delta H_R) \cdot F_{A_0} \cdot \Delta X_A - U \cdot \pi \cdot d_0 \cdot \Delta z (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|z + \Delta z - H|z}{\Delta z} = (-\Delta H_R) F_{A_0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} - u \cdot k \cdot D_0 (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-\Delta H_R) F_{A_0} \cdot \frac{dX_A}{dz} - U \cdot \pi \cdot d_0 (T - T_p)$$

dimana :

$$H = \varepsilon H_1 \rightarrow H_1 = F_i C_{pi} T$$

$$H = \varepsilon F_i C_{pi} T$$

$$\frac{dH}{dz} = \varepsilon F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dZ} = (-\Delta H_R) \cdot F_{Ao} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U \cdot k \cdot do (T - T_p)$$

sehingga

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} - U \cdot k \cdot do (T - T_p)}{\varepsilon F_i C_{pi}}$$

Dimana

$dT/dZ$  = perubahan suhu gas tiap satuan panjang

$\Delta H_R$  = panas reaksi pada suhu T

$F_{Ao}$  = kecepatan Umpan (mol A mula - mula)

$U$  = Overall heat transfer

$do$  = diameter luar pipa

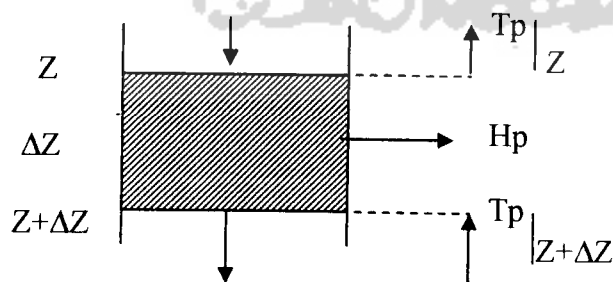
$T$  = suhu operasi, 'k

$T_p$  = suhu pendingin, 'k

$F_i$  = massa aliran pendingin gr/j

$C_{pi}$  = kapasitas panas masing - masing gas.

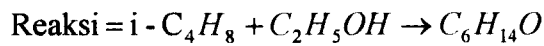
### Neraca Panas Pada Elemen Pendingin



Panas yang masuk – panas yang keluar + panas yang diambil pendingin = ACC



Konstanta Kecepatan Reaksi



Persamaan Kecepatan Reaksi

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Untuk RAP mengikuti pers.

$$\begin{aligned} \frac{V}{F_V} \theta &= C_{AO} \int \frac{dX_A}{(-r_A)} \\ &= C_{AO} \int \frac{dX_A}{k \cdot C_A \cdot C_B} \\ &= C_{AO} \int \frac{dX_A}{k \cdot C_{AO} (1 - X_A) C_{AO} (m - x_A)} \quad m = \frac{C_{BO}}{C_{AO}} = \frac{1}{1} = 1 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh =

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{C_{AO}}{C_{AO} \cdot k \cdot C_{AO}} \int \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1 - X_A)} \\ \theta &= \frac{1}{C_{AO} \cdot k} \int \frac{dX_A}{(1 - X_A)^2} \\ k &= \frac{1}{C_{AO} \cdot \theta} \int \frac{dX_A}{(1 - X_A)^2} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan Runge - Kutta

$$\int \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1 - X_A)}$$

$$k_1 = (1 - X_A)^2 \cdot \Delta X$$

$$\rightarrow \Delta X = \text{diasumsi } 0,09$$

diketahui konversi di Reaktor 90%

$$k_1 = (1 - X_A)^2 \cdot \Delta X \quad \rightarrow \Delta X = \text{diasumsi } 0,09$$

diketahui konversi di Reaktor 90%

$$\begin{aligned} k_1 &= (1 - 0,90)^2 \cdot 0,09 \\ &= 0,01 \cdot 0,09 \\ &= 0,0009 = 9 \cdot 10^{-4} \end{aligned}$$

Untuk harga  $k_2$

$$\begin{aligned} k_2 &= \left\{ \left( 1 - X_A + \frac{\Delta X}{2} \right)^2 + \frac{k_1}{2} \right\} \Delta X \\ &= \left\{ \left( 1 - 0,90 + \frac{0,09}{2} \right)^2 + \frac{9 \cdot 10^{-4}}{2} \right\} 0,09 \\ &= (0,021 + 4,5 \cdot 10^{-4}) \cdot 0,09 \\ &= 1,93 \cdot 10^{-3} \end{aligned}$$

Mencari harga  $C_{AO} \rightarrow$  Perb.  $C_{AO} : C_{BO} = 1:1$ ,  $P=7 \text{ atm}$ ,  $T=80^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} C_{AO} &= n_{AO} / nt \cdot Pt / RT \\ &= \frac{1}{2} \cdot \frac{7}{82,06(80 + 273)^\circ\text{K}} \\ &= 1,208 \cdot 10^{-4} \cdot 9 \text{ mol/cm}^3 \end{aligned}$$

Konstan kecepatan Reaksi mengikuti pers. Archenius =

$$k = A \cdot e^{(-E/RT)}$$

$$\ln k = \ln A - \frac{E}{RT}$$

$$\ln k = \ln A + B \left( \frac{1}{T} \right)$$

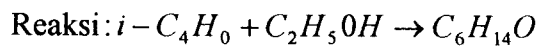
Sehingga =

$$\ln k_1 = \ln A + \frac{B}{T_1} \dots \dots \dots (1)$$

$$\ln k_2 = \ln A + \frac{B}{T_2} \dots \dots \dots (2)$$

$$\ln k_1 - \ln k_2 = \frac{B}{T_1} - \frac{B}{T_2} \dots \dots \dots (1)$$

Menentukan Panas Reaksi



$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{RO} + \int \Delta c_p \cdot dt$$

$$\Delta H_{RO} = \Delta H_{fp} - \Delta H_{fr} \quad \rightarrow \Delta H_f C_2H_5OH = -277,63$$

$$= \Delta H_f C_6H_{14}O - (\Delta H_{fi-C_4H_{10}} + \Delta H(C_2H_5OH)) \quad \rightarrow \Delta H_f C_4H_8 = 1,172$$

$$= -1,462 \text{ kg/g mol} = -1462 \text{ j/gmol}$$

$$\int \Delta C_p \cdot dT = \int (A^1 + B^1 \cdot T + C^1 T^2 + D^1 T^3) dT$$

$$\int \Delta C_p \cdot dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3}(T - T_{ref})^3 + \frac{D}{4}(T - T_{ref})^4$$

Diketahui nilai A, B, C, D dalam satuan Joule / mol.k

Komponen	A	B	C	D
$i-C_4H_{10}$	16.052	$2,804 \cdot 10^{-1}$	$-1,091 \cdot 10^{-4}$	$9,097 \cdot 10^{-9}$
$C_2H_5OH$	9,014	$2,140 \cdot 10^{-1}$	$-8,390 \cdot 10^{-5}$	$1,373 \cdot 10^{-9}$
$C_6H_{14}O$	23.626	$5,367 \cdot 10^{-1}$	$-2,528 \cdot 10^{-4}$	$4,156 \cdot 10^{-8}$

Kemudian Menghitung Nilai

$$\begin{aligned} A^1 &= (\epsilon A)_p - (\epsilon A)_r \\ &= 23,626 - (9,014 + 16,052) \\ &= -1,44 \text{ Joule/mol k} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B^1 &= (\epsilon B)_p - (\epsilon B)_r \\ &= 2,804 \cdot 10^{-1} - (2,140 \cdot 10^{-1} + 5,367 \cdot 10^{-1}) \\ &= -0,4703 \text{ Joule/mol k} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C^1 &= (\epsilon C)_p - (\epsilon C)_r \\ &= -1,091 \cdot 10^{-4} - (-8,390 \cdot 10^{-5} - 2,528 \cdot 10^{-4}) \\ &= 2,276 \cdot 10^{-4} \text{ Joule/mol k} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D^1 &= (\epsilon D)_p - (\epsilon D)_r \\ &= 9,097 \cdot 10^{-9} - (1,37 \cdot 10^{-9} + 4,56 \cdot 10^{-8}) \\ &= 7,3114 \cdot 10^{-9} \text{ Joule/mol k} \end{aligned}$$

maka nilai  $\int \Delta C_p \cdot dT =$

$$\int \Delta C_p dt = (-1,44)T + (-0,23515)T^2 + (0,7586 \cdot 10^{-6})T^3 + (1,827 \cdot 10^{-4})T^4$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta HR_T &= \Delta HR_D + \int \Delta C_p \cdot dt \\ &= -1462 + (-1,44)T + (-0,23515)T^2 + (0,7586 \cdot 10^{-6})T^3 + (1,827 \cdot 10^{-4})T^4 \end{aligned}$$

Menghitung Energi Dalam (U) zat pada saat  $T_1 - T_2$

$$\begin{aligned} \Delta U &= \int \Delta C_v \cdot dt \\ &= (-1,44)T + (-0,23515)T^2 + (0,7586 \cdot 10^{-6})T^3 + (1,827 \cdot 10^{-4})T^4 \end{aligned}$$

#### Data-data Kapasitor Panas Gas

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad \text{joule/mol.K}$$

Komponen	A	B	C	D
i - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	- 1,390	3,847.10 <sup>-1</sup>	- 1,846.10 <sup>-4</sup>	2,895.10 <sup>-8</sup>
i - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	16,052	2,804.10 <sup>-1</sup>	- 1,091.10 <sup>-4</sup>	9,097.10 <sup>-9</sup>
l - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	- 2,994	3,532.10 <sup>-1</sup>	- 1,982.10 <sup>-4</sup>	4,463.10 <sup>-8</sup>
n - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	9,487	3,313.10 <sup>-1</sup>	- 1,108.10 <sup>-4</sup>	- 2,821.10 <sup>-8</sup>
t - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	18,317	2,563.10 <sup>-1</sup>	- 7,012.10 <sup>-5</sup>	- 8,489.10 <sup>-9</sup>
c - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,440	2,953.10 <sup>-1</sup>	- 1,107.10 <sup>-4</sup>	- 6,154.10 <sup>-9</sup>
H <sub>2</sub> O	32,243	1,923.10 <sup>-1</sup>	1,055.10 <sup>-5</sup>	- 3,546.10 <sup>-10</sup>

C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9,014	2,140.10 <sup>-1</sup>	- 8,390.10 <sup>-5</sup>	1,373.10 <sup>-9</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	23,626	5,367.10 <sup>-1</sup>	- 2,528.10 <sup>-4</sup>	4,156.10 <sup>-8</sup>

### Penurunan Tekanan

Dalam pipa : Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (Fixed-bed)

dipakai persamaan Ergun (Walas, 1959)

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{G_T}{C \cdot D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \mu + 1,75 g_T}{D_p} \right]$$

Dengan :

$\Delta P$  = Penurunan tekanan, atm

$Z$  = Panjang pipa, cm

$G_T$  = Kecepatan massa, g/cm<sup>3</sup>.S

$\rho$  = Densitas, g/cm<sup>3</sup>

$D_p$  = Diameter pipa, cm

$\mu$  = Viskositas, cp

$\varepsilon$  = Porositas

### Menghitung Viskositas

Dipakai persamaan dalam buku (Coulson – Richardson, 1989)

$$\log(\mu) = A \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{B} \right)$$

$\mu$  = Viskositas, kg/m.J

Komponen	A	B
i - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	302,51	170,20
i - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	256,60	151,86
l - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	256,60	151,86
n - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	265,84	160,20
t - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	259,01	153,30
c - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	268,94	155,34
H <sub>2</sub> O	658,25	300,88
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	386,64	283,16
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	443,32	234,68

Di dalam buku Perry, 5 ed. 3 - 24g

$$\mu_R = \frac{\sum (Y_i)(\mu_i)(Bm_i)^{1/2}}{\sum (Y_i)(Bm_i)^{1/2}}$$

$\mu_R$  = Viskositas campuran gas, kg/m.J

$Y_i$  = Fraksi masing-masing komponen

$Bm_i$  = Berat molekul masing-masing komponen

$\mu_i$  = Viskositas masing-masing komponen, kg/mj.J

### Pemilihan Pipa

Berdasarkan koefisien perpindahan panas pada pipa berisi katalisator berbeda dengan koefisien perpindahan panas.

Colburn (Smith) memberikan persamaan yang menunjukkan hubungan antara koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa untuk pipa kosong dan pipa berisi katalisator sebagai fungsi  $dp/dt$  (perbandingan antara diameter partikel dengan diameter pipa).

Colburn (Smith hal 511) yaitu :

$dp/dw$	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
$hw/h$	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

Dipilih  $Dp/dt = 0,15$

Dimana :

$hw$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$Dp$  = Diameter katalisator

$Dt$  = Diameter tube

Sehingga

$$Dt/dp = 0,15$$

$$Dp = 0,5 \text{ cm}$$

$$Dt = \frac{Dp}{0,15}$$

$$= \frac{0,5}{0,15} = 3.33 \text{ cm} = 1.31 \text{ in}$$

Ukuran pipa komersial yang mendekati ukuran tersebut tercantum dalam tabel

Kern :

Diameter Luar : 1,5 in (8,0381 cm)

• Volume pipe size = 1½ in

Flow Area : 1,1385 in<sup>2</sup> (7,345 cm) • Schedule no. = 40

BWG : 9

Tebal Pipa : 0,148 in (0,376 cm)

Diameter Dalam : 1,204 in (3,058 cm)

Surface per lin ft inside: 0,2498 ft<sup>2</sup>/ft

### Rapat Massa Gas

$$P.V = n.R.T$$

$$\rho = (n/v). BM_R$$

$$\rho_g = \frac{1000.P.BM_R}{RT}$$

$\rho_g$  = Densitas campuran gas, kg/m<sup>3</sup>

P = Tekanan, atm

T = Temperatur gas, °C

BM<sub>R</sub> = BM rata-rata, kg/kgmol

R = ketetapan = 82,057 atm.cm<sup>3</sup>/g mol.K

### Pemilihan Katalisator

Nama perdagangan = Amberlyst 15/Lewatit K2631

Jenis = macroporous sulfanate copolymer

Fase = padat

Bentuk = pomus spherical beads

Diameter rata-rata = 0,5 cm



Temperatur op. Max	= 120 °C
Porositas	= 0,39
Moisture	= 58 – 60%
Bulk density	= 0,742 g/cm <sup>3</sup>
Particle density	= 1,203 g/cm <sup>3</sup>

### Kebutuhan Katalisator

Untuk memperkirakan kebutuhan katalisator dalam reaktor, dipakai kondisi suhu reaktor yang isoterm, yaitu pada suhu 353 K

$$\begin{aligned}
 K &= 1,3925 \cdot 10^9 \text{ EXP } (-9006,28/T) \\
 &= 1,3925 \cdot 10^9 \text{ EXP } (-9006,28/353) \\
 &= 0,0120578 \text{ l/g mol} \cdot \text{dt} \cdot \text{gkat}
 \end{aligned}$$

### Waktu Tinggal

$$\tau = CB_o \int_{X_{in}}^{X_{wt}} \frac{dx}{(-\mu E)}$$

$$-\mu E = k CB_o (1 - x)$$

$$= CB_o \int_{X_{in}}^{X_{wt}} \frac{dx}{K \cdot CB_o (1 - x)}$$

$$\tau = \frac{1}{K} \int_{X_{in}}^{X_{wt}} \frac{dx}{(1 - x)}$$

$$= \frac{1}{0,000120578} [\ln(1 - x)]_0^{0,9}$$

$$= 190,9622794 \text{ dt}$$

$$= 3,1827 \text{ menit}$$

$$= 0,053 \text{ jam}$$

### Mencari UD (Design Over All Coefficient)

Hi untuk laminer turbulen dalam pipa dihitung dengan rumus 6-2 Kern =

$$Hi = 0,027 \frac{km}{Di} (Ref)^{0,8} (Prt)^{\frac{1}{3}} \frac{\mu}{\mu_w}$$

Dengan :

Km = Konduktifitas campuran gas, cal/jam.K

$$= \frac{\sum y_i \cdot k_i \cdot (B_{Mi})^{\frac{1}{3}}}{\sum y_i \cdot (B_{Mi})^{\frac{1}{3}}} \text{ dalam Perry Sed. 3 - 24g}$$

Bmi = berat molekul gas

yi = fraksi mol

Ref = bilangan Reynold pipa (Dp.Gm/mm)

Gm = viskositas campuran gas, gas/jam

Prt = bilangan Prandt pipa (cpm.μm/km)

Cpm = kapasitas panas campuran gas, cal/g mol °K

$$= \sum C_{p,i} \cdot Y_i$$

Hi = koefisien konveksi inside, cal/jam<sup>2</sup> °K

Harga Hiw/Hi dihitung berdasarkan perbandingan Dp/dt dan tersedia dalam data

hasil penelitian Calburn (Smith hal 511) sehingga

$$Hi \text{ katalisator} = 7,5 \times Hi \text{ (tanpa katalisator)}$$

Harga Ho, dihitung persamaan

$$Ho = 0,36 \times \frac{KD}{D_e} (Res)^{0,55} (Prs)^{1/3}$$

dengan :

$K_D$  = konduktivitas pendingin Downtherm A, Cal/Jcm °K

Res = buangan Reynol Shell ( $D_e \cdot G_s / U_D$ )

$D_e$  = diameter ekivalent, cm

$G_s$  = kecepatan massa Downtherm A, gr/cm j<sup>2</sup>

$\mu_D$  = viskositas downtherm A, g/cm j

Prs = bilangan Prandt Shell ( $C_{PD}, N_D/k_D$ )

$C_{PD}$  = kapasitas panas downtherm A, cal/J Cal/j °K

$Ho$  = koefisien konveksi outside, Cal/jam<sup>2</sup> °K

Untuk pipa Triangular Pitch (Kern, 138 – 139)

$$D_e = \frac{4 \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot P_T \cdot 0,86 P_T - \frac{1}{2} \pi D_o \frac{2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot d_o} \text{ in}$$

$$q_s = \frac{ID \cdot C' B}{P_T \cdot 144}$$

$$G_s = \frac{W}{as}$$

Keterangan :

$C'$  = clearance antar tube, cm

$B$  = Baffle Spacing, cm

$As$  = Flow area shell, cm<sup>2</sup>

$Ws$  = Weight Flow pendingin

$G_s$  = kecepatan massa dalam shell, g/j cm<sup>2</sup>

**Uc (Koefisien Overall pada Pipa Bersih)**

$$U_c = \frac{H_{io} \cdot H_o}{H_{io} + H_o} \text{ cal/j } ^\circ\text{K cm}^2$$

**Rd (Dirty Factor)**

Dari kern hal 845

- untuk cairan organik =  $R_d = 0,001$

- untuk uap alkohol =  $R_d = 0,0$

$$\begin{aligned} R_d \text{ total} &= 0,001 + 0,0 \\ &= 0,001 \text{ ft}^2 \text{ J } ^\circ\text{F} / \text{Btu} \\ &= 0,00204 \text{ J. Cm}^2 \text{ } ^\circ\text{K} / \text{cal} \end{aligned}$$

$$U_d = \frac{U_c}{R_d \cdot U_c + 1}, \text{ cal} / \text{J cm}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

**Jumlah Pipa**

- **Jumlah Pipa Maksimal**

Dari fig. 222 Brown "Unit Operation" berdasarkan perbandingan  $D_p/d_t$  didapatkan nilai porositas ( $\epsilon$ ) = 0,37

- **Faktor Spercity** = luas permukaan bola dengan volume partikel permukaan partikel

$$\omega = \frac{K \cdot D_p^2}{\left( \pi \cdot D_p \cdot L + 2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right)}$$

dari tabel 26 Brown, berdasarkan nilai porositas maka didapat  $\omega = 0,877$

- Reynold number

$$Re = \frac{Fre \cdot G_T \cdot D_p}{\mu}$$

Dimana :

Re = Reynold Number

Fre = Reynold Number Factor

$G_T$  = kecepatan massa gas, gr/dt.  $cm^2$

$D_p$  = diameter equivalent, cm

$\mu$  = viskositas gas, gr/dt.cm

Nilai fre dari figur 219 Brown hal 211 yaitu  $fre = 50,11$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa, } A_o &= \pi/4 \cdot ID^2 \\ &= \pi/4 \cdot (3,058)^2 \\ &= 7,3408 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$G_T = \frac{\text{Umpan total}}{N_T \cdot A}$$

$$Re = \frac{50,11 \cdot G_T \cdot 2,77}{\mu}$$

Bila Re bilangan turbulen minimum  $R = 3100$  maka jumlah pipa maksimum :

$$N_T \text{ max} = \frac{\text{Umpan total}}{G_T \cdot A} \quad \text{umpan total} = 11230,01278 \text{ gr/dt}$$

$$\begin{aligned} N_T &= \frac{11230,01278}{0,6219 \cdot 7,408} \times 1 \text{ pipa} \\ &= 2454,89 \approx 2460 \end{aligned}$$

jadi  $N_T \text{ max} = 2460$

≈ 2460 pipa

• **Jumlah Pipa Minimum**

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4(\rho_{\text{bulk}} - \rho_g)g \cdot D_D}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}} \quad (\text{Brown 74})$$

Menghitung  $f_D$  didapat dari figur 70 (Brown. 76)

▪  $f_D = 2,4$

▪  $\rho_g = 0,1584$

•  $\rho_{\text{gas}} = \frac{P \cdot \text{BM}}{RT}$

$$= \frac{7.56,239}{82,06.353}$$

$$= 0,0135 \text{ gr/cm}^3$$

•  $g = 981 \text{ cm/dt}^2$

•  $D_p = 0,5 \text{ cm}$

Sehingga

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4(0,1584 - 0,0135)981 \cdot 0,5}{3 \cdot 0,0135 \cdot 2,4}}$$

$$V_{\max} = 54,081 \text{ cm/dt}$$

$$V_{\max} = \frac{Q}{A_o \cdot N_T}$$

$$N_T \text{ min} = \frac{Q}{A_o \cdot V_{\max}} \times 1 \text{ pipa}$$

$$= \frac{286670.8274}{7,3408.54,081}$$

$$= 722,096 \approx 722 \text{ pipa}$$

Jumlah Pipa antara 2460 – 722 pipa

Dari tabel 10 Kern. HE Tube And Shell Standart

ID Shell = 31 in (78,74 cm)

Jumlah pipa = 722

Pitch = 15/16 in Trianguler pitch

Baffle Spacing =  $\frac{1}{2}$  ID Shell = 15,5 in

### Bagian-Bagian Reaktor

#### 1. Spesifikasi Tube (Kern . tabel 10)

Jenis pipa : copper silicon SB 96

Susunan pipa : trianguler pitch

Schedule number : 40

Nominal pipe size : 1½ in

Tebal pipa : 0,148 in (0,376 cm)

Diameter dalam (ID) : 1,204 in (3,058 cm)

Diameter luar (OD) : 1,5 in (3,81 cm)

BWG : 9

Surface per in ft inside : 0,2498 ft<sup>2</sup>/ft

Weight per lin ft : 1,91 lb steel  
 Panjang pipa : 1050 cm (413,386 in)

## 2. Spesifikasi Shell

Jenis shell : copper silicon SB96 (Brownell & young, 1979)

Tekanan dan suhu design : 3 atm (44,1 psi)

- Tebal dinding shell

- Tekanan overall yang diizinkan/allowable stresses = 12.000 psi (APD. D. Brownell. Young)
- Efisiensi sambungan (b) = 0,8 (jenis sambungan double welded)
- Faktor korosi = 0,125 in

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot \mu_i + C}{b \cdot E \cdot 0,6P} \quad (\text{Rase, 1947})$$

dimana : C = faktor korosi

P = tekanan operasi, Psi

$\mu_i$  = jari-jari dalam shell, in

E = efisiensi sambungan

b = allowable stresses

$$t_{\text{shell}} = \frac{44,1 \text{ psi} \cdot 15,5}{0,8 \cdot 12000 \text{ psi} - 0,6 \cdot 44,1 \text{ psi}}$$

$$= 0,86 \text{ in}$$

Dipakai tebal shell = 1 in

## 3. Spesifikasi Floating Head dan Head

Bentuk = dishes (torispherical), untuk tekanan operasi 15-200 psig



Bahan = copper silicon SB96 ( $C = 0,125$ )

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885P \cdot \mu_i}{b \cdot E - 0,1P} + C$$

untuk head efisiensi sambungan ( $b$ ) = 0,8

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \cdot 44,1 \cdot 15,5}{1.1200 - 0,1 \cdot 44,1} + 0,125 \\ &= 0,175 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal Standart = 0,25 in

Diameter Luar = 32 ( karena diameter shell = 32 + tebal  $\frac{1}{4}$  maka yang dipilih adalah 32)

Untuk OD :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{31}{2} = 15,5 \text{ an}$$

$$A = \frac{ID}{2} - ICR = \frac{31}{2} - 2 = 13,5$$

$$B = \mu - ICR = 30 - 2 = 28$$

$$\begin{aligned} B = \mu - (B^2 - A^2)^{1/2} &= 30 - (28^2 - 13,5^2)^{1/2} \\ &= 54,64 \end{aligned}$$

Tinggi Head =  $t + b + sf$

$$= 0,25 + 5,469 + 2,5 = 8,219 \text{ in}$$

#### 4. Volume Reaktor

##### a. Volume Head

Dihitung dari persamaan Brownll & Young, 1979

$$V_h = 0,000049 ID_{\text{shell}}^3 + \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \frac{sf}{1728 \text{ in}^3 / \text{ft}^3}$$

## b. Volume Badan Reaktor

$$Vb = \frac{\pi}{4} \cdot D_{shell}^2 \cdot L$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot (31)^2 \cdot \frac{413,386}{1728 \text{ in}^3 / \text{ft}^3}$$

## c. Volume Total Reaktor

$$V = 2 V_h + V_b$$

$$= 2 (1,237 \text{ ft}^3) + 180,47 \text{ ft}^3$$

$$= 182,944 \text{ ft}^3 = 55,76 \text{ m}^3 = 14731,8362$$

## 5. Panjang Reaktor Total

Panjang pipa (program komputer) = 10,5 m

Diambil panjang pipa standar = 35 ft (10,668 m)

Panjang reaktor total = 10,668 + (2.8,219.2,54.1/100) = 11,08 m

## 6. Tebal katalisator

$$\begin{aligned} \text{Berat katalis} &= V_{\text{kat}} \times \text{Bulkdensity} & V_{\text{kat}} &= (1-0,39) \text{ Volume reaktor} \\ &= 34,0136 \text{ m}^3 \cdot 742 \text{ Kg/m}^3 & &= (1-0,39) \cdot 55,76 \text{ m}^3 \\ &= 25238,0912 \text{ Kg} & &= 34,0136 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 7. Pemilihan Penyangga Reaktor

Menurut Brownell, 1959 untuk suatu menara vertikal tinggi. Penyangga bisa dipakai adalah : (chapter 10 hal 183)

Tipe : skrit support 9welded flush)

Tinggi : 2,5 in

Tebal : ¼ in

Bahan : carbon steel SA = 135 B (Brownell, 1959)

$$\text{Allowable stresses} = 1.750 \text{ psi}$$

Pengecekan tebal dan tinggi skrit :

Wind load

$$f_{wb} = \frac{15,89 \text{ deff. } h^2}{OD^2 \cdot t \text{ shell}} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Dengan :

$$\text{deff} = OD \text{ shell} + 2 \cdot t \text{ shell} = 32 + 2 \cdot 1 = 34 \text{ shell}$$

$$h = \text{panjang pipa} = 35 \text{ ft (420 in)}$$

$$OD = 32$$

$$T \text{ shell} = 1$$

Jadi

$$f_{wb} = P_w \cdot \text{deff}$$

$$P_w = 0,05 \cdot U_w$$

$$U_w = \text{kecepatan angin (dianggap 120 km/jam)}$$

$$F_{wb} = 621,792 \text{ N/m}$$

$$\text{Wind bending moment} = f_{wb} H^2/2$$

$$= 34276,284 \text{ Nm}$$

$$\text{Earthquake Load} = F_g = a_g \cdot (w/g)$$

Dimana :

$a_g$  = percepatan yang ditimbulkan gempa

$g$  = percepatan gravitasi

## 8. Spesifikasi Nozzle

### a. Nozzle Pemasukan Umpan Reaktor

$$\text{Kecepatan umpan} = 89143,8414 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas umpan} = 35,3 \text{ lb/ft}^3 \text{ (} T = 353 \text{ }^\circ\text{K, } P = 3 \text{ atm)}$$

Diameter Optimum menurut persamaan 15 Peters & Timmerhaus hal 525

$$\begin{aligned} D_i &= 2,2 (G / 1000)^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 (89142,8414 / 1000)^{0,45} (35,3)^{-0,31} \\ &= 5,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 6 in

b. Nozzle Pengeluaran Hasil Reaktor

$$\text{Kecepatan hasil} = 89142,8414 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas hasil} = 27,1 \text{ lb/ft}^3 \text{ (} T = 383 \text{ }^\circ\text{K, } P = 3 \text{ atm) BM}$$

$$\text{campuran} = 506,$$

$$\begin{aligned} D_i &= 2,2 (G / 1000)^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 (89142,8414 / 1000)^{0,45} (27,1)^{-0,31} \\ &= 5,96 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 6 in

c. Nozzle Pemasukan Pendingin

$$\text{Kecepatan downterm} = 6634,4189 \text{ lb/j (air)}$$

$$\text{Densitas downterm} = 1,46 \text{ lb/ft}^3 \text{ (} T = 383 \text{ }^\circ\text{K, } P = 3 \text{ atm) BM air} = 18$$

$$\begin{aligned} D_i &= 2,2 (L / 1000)^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 (6634,4189 / 1000)^{0,45} (1,46)^{-0,31} \\ &= 4,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 5 in

d. Nozzle Pengeluaran Pendingin

$$\text{Kecepatan downterm} = 358,7277 \text{ lb/j}$$

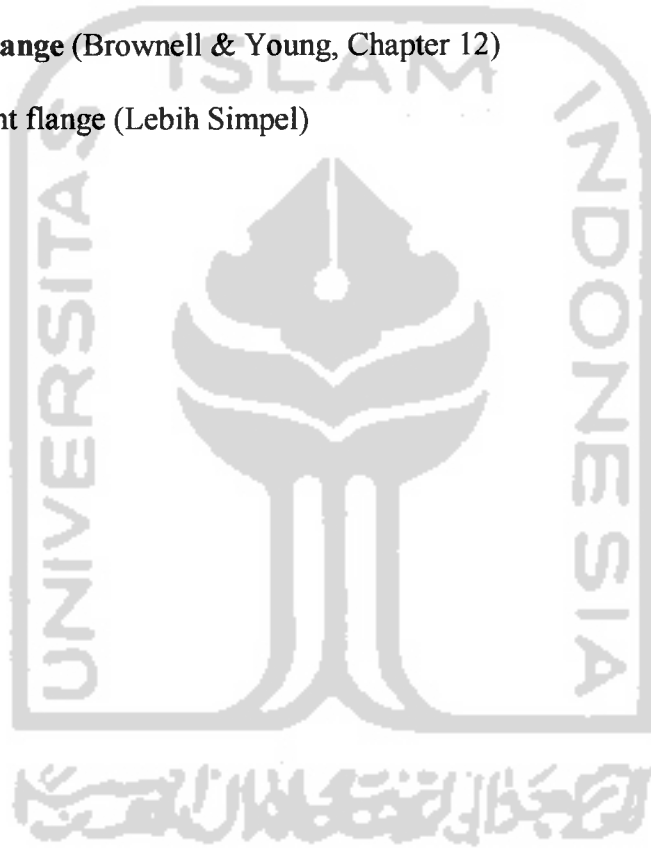
Densitas downterm =  $1,177 \text{ lb/ft}^3$  ( $T = 383 \text{ }^\circ\text{K}$ ,  $P = 3 \text{ atm}$ ,  $\text{BM} = 18$ )

$$\begin{aligned} D &= 2,2 (L / 1000)^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 (358,7177 / 1000)^{0,45} (1,177)^{-0,31} \\ &= 1,3 \text{ in} \end{aligned}$$

Nozzle yang dipakai ukuran 1 in

**9. Spesifikasi Flange (Brownell & Young, Chapter 12)**

Type : lap-joint flange (Lebih Sempel)



## LAMPIRAN B

### MENARA DISTILASI 01

Fungsi : Memisahkan  $C_6H_{14}O$  42,38 % sebagai produk utama, yang keluar dari condensor dengan kecepatan 40428,0460 kg/jam.

Type alat : Sieve Tray

#### B.1. Neraca Massa

Komponen	Umpan		Produk Atas		Produk Bawah		BM
	( kg/jam )	( kmol/jam )	( kg/jam )	( kmol/jam )	( kg/jam )	( kmol/jam )	
i-CaH <sub>8</sub>	8086,2186	144,1188	8086,2186	144,118	-	-	56,108
i-CaH <sub>10</sub>	1107,3991	19,0524	1107,3991	19,0524	-	-	58,124
l-CaH <sub>8</sub>	6921,2441	123,3557	6921,2441	123,3557	-	-	56,108
n-CaH <sub>10</sub>	3322,1972	57,1571	3322,1972	57,1571	-	-	58,124
t-CaH <sub>8</sub>	2491,6479	44,4081	2491,6479	44,4081	-	-	56,108
c-CaH <sub>8</sub>	1661,0986	29,6054	1661,0986	29,6054	-	-	56,108
H <sub>2</sub> O	162,6883	9,0307	62,8379	3,4881	99,8504	5,5426	18,015
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> CH	813,4416	17,6570	655,6136	14,2311	157,8282	3,4259	46,069
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	15862,1106	155,2415	79,3106	0,7762	15782,8000	154,4653	102,177
Total	40428,0460	599,267	24387,5674	436,1929	16040,4786	163,4338	

Persamaan Antoine :

Kesetimbangan fasa cair – uap dapat didekati dengan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\ln P_{i-C_4H_8} = (15,7528 - (2125,75) / (T-33,15))$$

$$\ln P_{i-C_4H_8} = (15,7564 - (2132,42) / (T-33,15))$$

$$\ln P_{t-C_4H_8} = (15,8171 - (2212,32) / (T-33,15))$$

$$\ln P_{c-C_4H_8} = (15,8171 - (2210,71) / (T-36,15))$$

$$\ln P_{i-C_4H_8} = (15,5381 - (2032,73) / (T-33,15))$$

$$\ln P_{n-C_4H_8} = (15,6782 - (2154,90) / (T-34,42))$$

$$\ln P_{H_2O} = (18,3036 - (3816,44) / (T-46,13))$$

$$\ln P_{C_2H_5OH} = (18,9119 - (3803,98) / (T-41,68))$$

$$\ln P_{C_6H_{14}O} = (16,0477 - (2921,52) / (T-55,15))$$

Maka harga konstanta kesetimbangan uap cair dapat ditentukan  $K = \frac{P_o}{P_t}$

## B.2. Kondisi Operasi

### 1. Kondisi Operasi Atas

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan Dew Point  $X_D = Y_D$

Pada keadaan Dew Point (titik embun) maka  $\sum X_1 = \sum Y_1 / k_i = 1$

Dengan cara trial pada tekanan 1,19 atm

Dicoba, suhu atas menara = 30 °C

$$= 303 \text{ } ^\circ\text{k}$$

Komponen	$Y_D$	$K_i$	$Y_i / k_i$	$\alpha$
i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,3304	2,9092	0,1136	82,4286
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0437	2,8479	0,0153	80,6905
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,2828	2,2521	0,1256	63,8095
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1310	2,0647	0,0634	58,5000
t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,1018	3,3134	0,0307	93,8809
c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,0679	2,3336	0,0291	66,1190
H <sub>2</sub> O	0,0079	0,0353	0,2238	1
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> CH	0,0326	0,0866	0,3766	2,4524
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	0,0018	0,0782	0,0230	2,2143
Total			1,0000	

$$\ln P_{i-C_4H_8} = (15,7528 - \{(2125,75) / (303-33,15)\}) = 2631,4109$$

$$\ln P_{i-C_4H_{10}} = (15,7564 - (2132,42) / (303-33,15)) = 2576,7449$$

$$\ln P_{l-C_4H_8} = (15,8171 - (2212,32) / (303-33,15)) = 2037,2733$$

$$\ln P_{c-C_4H_8} = (15,8171 - (2210,71) / (303-36,15)) = 1868,0177$$

$$\ln P_{i-C_4H_8} = (15,5381 - (2032,73) / (303-33,15)) = 2996,7555$$

$$\ln P_{n-C_4H_{10}} = (15,6782 - (2154,90) / (303-34,42)) = 2110,9476$$

$$\ln P_{H_2O} = (18,3036 - (3816,44) / (303-46,13)) = 31,3789$$

$$\ln P_{C_2H_5OH} = (18,9119 - (3803,98) / (303-,4168)) = 77,8755$$

$$\ln P_{C_6H_{14}O} = (16,0477 - (2921,52) / (303-55,15)) = \underline{70,8275} +$$

$$14400,9114$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_t} \quad \ln P = A - \left( \frac{B}{CA} \right)$$



## 2. Kondisi Operasi Bawah

Suhu dasar Menara =  $137^{\circ}\text{C} = 410^{\circ}\text{K}$

Tekanan = 3,3 atm , dicoba =

Komponen	YB	Ki	$Y_i / k_i$	$\alpha$
H <sub>2</sub> O	0,0339	0,9879	0,0395	1
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0,0209	2,1313	0,0098	2,1573
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	0,9451	0,9874	0,9571	0,999

## 3. Kondisi Operasi Umpan

Suhu =  $50,7^{\circ}\text{C} = 323,7^{\circ}\text{K}$  30,5

Tekanan = 0,7 atm, dicoba =

Komponen	YF	Ki	$Y_i / k_i$	$\alpha$
i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,2403	8,4137	0,0286	47,1168
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0318	9,6341	0,0033	53,9512
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,2057	8,5037	0,0242	47,6208
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0953	7,0454	0,0135	39,4544
t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,0741	6,8676	0,0108	38,4584
c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,0494	6,3748	0,0077	35,6992
H <sub>2</sub> O	0,0151	0,1785	0,0846	1
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> CH	0,0294	0,4261	0,0689	2,3864
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	0,2589	0,3303	0,7839	1,8496

### B.3. Penentuan Light Key Component Dan Heavy Component

Dari pers. 9.16a Treyball key component dapat ditentukan

$$\frac{XYD}{ZJF} = \left[ \frac{(\alpha J - 1) x 1k + (\alpha 1k - \alpha J) x hk}{(\alpha 1k - 1) z \cdot 1k (\alpha 1k - 1) z \cdot hk} \right] \frac{D}{F}$$

$\alpha$  rata-rata :

i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	=	82,4286
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	=	80,6905
l-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	=	63,8095
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	=	58,5000
t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	=	93,8809
c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	=	66,1190
Heavy H <sub>2</sub> O	=	$(1,0000 \cdot 1,000)^{0,5} = 1,0000$
Light C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	=	$(2,4524 \cdot 2,1573)^{0,5} = 2,3001$
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	=	$(2,2143 \cdot 0,9144)^{0,5} = 1,4876$

Maka :

- Untuk i - C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>

$$\left[ \frac{(82,4286 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 82,4286) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 27,0588$$

- Untuk i - C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>

$$\left[ \frac{(80,6905 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 80,6905) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 26,4893$$

- Untuk 1 – C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>

$$\left[ \frac{(63,8095 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 63,8095) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 20,9588$$

- Untuk n – C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>

$$\left[ \frac{(58,5000 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 58,5000) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 19,2193$$

- Untuk t – C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>

$$\left[ \frac{(93,8809 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 93,8809) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 30,8108$$

- Untuk c – C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>

$$\left[ \frac{(66,1190 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 66,1190) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 21,7155$$

- Untuk H<sub>2</sub>O

$$\left[ \frac{(1,000 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 1,000) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 0,3811$$

- Untuk C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH

$$\left[ \frac{(2,3001 - 1) \cdot 0,0326}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001 - 2,3001) \cdot 0,0079}{(2,3001 - 1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 0,8070$$

- Untuk  $C_6H_{14}O$

$$\left[ \frac{(1,4876-1) \cdot 0,0326}{(2,3001-1) \cdot 0,0294} + \frac{(2,3001-1,4876) \cdot 0,0079}{(2,3001-1) \cdot 0,0151} \right] \left[ \frac{436,1929}{599,6267} \right]$$

$$= 0,5409$$

- Jika  $(X_i, D/ZJ, F) < -0,001$  atau  $(X_j, D/ZJ, F) > 1,01$  maka :

Komponen tidak terdistribusi

- Jika  $0,01 < (X_i, D/ZJ, F) < 0,99$  maka :

Komponen terdistribusi

Maka = Heavy Key Component =  $H_2O$

Light Key Component =  $C_2H_5OH$

#### B.4. Perhitungan Reflux Minimum ( $R_{min}$ )

Dari pers. Underwood (pers. 9.165)

Umpan masuk menara pada keadaan Bubble Point ( titik didih ) sehingga  $q = 1$

Dengan cara trial & eror harga  $\theta$  dicari

Dicoba  $\theta = 2,743$

$$1-q = \frac{\sum \alpha_j \cdot X_j F}{(\alpha_j - \theta)}$$

$$1-q = \left[ \frac{(47,1168)(0,2403)}{(47,1168 - \theta)} + \frac{(53,9512)(0,0318)}{(53,9512 - \theta)} + \frac{(47,6208)(0,2057)}{(47,6208 - \theta)} + \frac{(39,4544)(0,0953)}{(39,4544 - \theta)} \right] +$$

$$\frac{(38,4584)(0,0741)}{(38,4584 - \theta)} + \frac{(35,6992)(0,0494)}{(35,6992 - \theta)} + \frac{(1,0000)(0,0151)}{(1,0000 - \theta)} + \frac{(2,3864)(0,0294)}{(2,3864 - \theta)} + \frac{(1,8496)(0,2584)}{(1,8496 - \theta)}$$

### Perhitungan R min

$$R_{\min} + 1 = \frac{\sum \alpha_j \cdot X_n}{(\alpha_j - \theta)}$$

Perhitungan komputer

$$R_{\min} = 0,2379$$

Jadi diperoleh Reflux Minimum ( $R_{\min}$ ) = 0,2379

$$\begin{aligned} \text{Diambil Reflux (R)} &= R_{\min} \times 1,5 \\ &= 0,3569 \end{aligned}$$

### B.5. Jumlah Stage Minimum

$$S_{\min} = \frac{\log \left[ \left[ \frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right] \cdot \left[ \frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right] \right]_B}{\log(\alpha \text{ lk} - \text{hk rata-rata})} \quad (\text{Pers. Treyball})$$

$$S_{\min} = \frac{\log \left( \frac{0,8326}{0,0079} \cdot \frac{0,0339}{0,0209} \right)}{\log(2,4524 - 1,0000)}$$

$$= 5,0940$$

Jumlah Stage Minimum ( $S_{\min} = 5,0940$ )

Karena menggunakan candensor total dan reboiler parsial, maka :

Jumlah plate minimum ( $N_{\min}$ ) =  $S_{\min} - 1$

$$= 5,0940 - 1$$

$$= 4,0940$$

### B.6. Menentukan Jumlah Plate Teoritis

$$\frac{(R - R_{\min})}{(R + 1)} = 8,7699 \cdot 10^{-2}$$

Dari Fig.65 Perry ed.5

$$\frac{N - N_{\min}}{(N + 1)} = A = 0,6$$

Maka Jumlah Plate teoritis : 
$$N = \frac{(N_{\min} + A)}{(1 - A)}$$

$$= \frac{(4,0940 + 0,6)}{(1 - 0,6)}$$

$$= 11,735 \text{ plate}$$

Diperoleh jumlah plate teoritis = 12 plate

### B.7. Perhitungan Plate Actual Dan Letak Umpan :

N = Jumlah plate teoritis pada seksi rectifying

M = Jumlah plate teoritis pada seksi stripping

$$\frac{(N + 1)}{M + 1} = \frac{\log \left| \frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right|_D \left| \frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right|_F}{\log \left| \frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right|_F \left| \frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right|_B} \quad (\text{underwood \& billiard})$$

$$= \frac{\log \left[ \frac{0,0326}{0,0079} \cdot \frac{0,0151}{0,0794} \right]}{\log \left[ \frac{0,0294}{0,0151} \cdot \frac{0,0339}{0,0209} \right]} = 0,6532 = 6$$

$$N = \frac{(6x(Np+1)) - 1}{(1+6)}$$

$$= \frac{(0,6532 \times (11,7351+1)) - 1}{(1+0,6532)}$$

$$N = 4,4269$$

$$M = Np - N$$

$$= 11,735 - 4,4269$$

$$M = 7,3081$$

### B.8. Efisiensi Plate

Viscositas rata-rata  $C_\mu$  : 0,648 Cp

$\alpha$  rata-rata : 3,4217

Dari Fig. 11-13 Coulson & Richardson diperoleh efisiensi plate : 47,2 %

Maka diperoleh jumlah plate actual :

- Seksi enriching =  $4,4269/0,472 = 9,3790 = 9$  plate
- Seksi Stripping =  $7,3081/0,472 = 15,4832 = 15$  plate

Stripping ( pelucutan ) : rasio antara kemiringan garis kesetimbangan terhadap garis operasi kondisi dan biasanya untuk mendapatkan S lebih besar dari 1.

### B.9. Diameter Menara

#### 1. Diameter Puncak

BM rata-rata = 53.6088

$$\begin{aligned} \text{Densitas gas} &= \frac{P \cdot BMrata - rata}{82,06 \cdot T} \\ &= \frac{1,19.53,6088}{82,06.303} \\ &= 2,5657 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/lt.} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas cair} = 0,927 \text{ Kg/lt (literatur)}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan uap} &= (R + 1) D \\ &= (0,3569 + 1) 436,1979 \\ &= 591,8701 \text{ Kgmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Cair} &= R \times D \\ &= 0,3569 \times 436,1429 \text{ kgmol/j} \\ &= 155,6772 \text{ kgmol/j} \end{aligned}$$

$$\text{Liquid - Vapour Factor} = (\text{pers 11.82 hal 460})$$

$$\begin{aligned} F_{lv} &= \frac{L}{v} \left[ \frac{P_v}{P_L} \right]^{0,5} \\ &= \frac{155,6772}{591,8701} \left[ \frac{2,5657 \cdot 10^{-3}}{0,927} \right]^{0,5} \\ &= 0,0138 \end{aligned}$$

Dari Fig 11.27 Culson & Richadson untuk Tray Spacing = 0,5 m diperoleh nilai kv : 0,08

Maximum superficial velocity terjadi pada keadaan Flooding maka :

$$V_{\max} = kv \left[ \frac{P_L - P_v}{P_v} \right]^{0,5}$$



$$= 0,08 \left[ \frac{0,927 - 2,5657 \cdot 10^{-3}}{2,5657 \cdot 10^{-3}} \right]^{0,5}$$

$$= 1,5185 \text{ m / dt}$$

supaya tidak terjadi Flooding maka = (fg.11.29 coulson & Ricardsun)

Diambil Superfacial Velucity = 80%. Vmax

$$= 0,8 \times 1,5185 \text{ m/dt}$$

$$= 1,2148 \text{ m/dt}$$

Kecepatan Fase Uap :

$$Q_v = \frac{Bm \text{ rata} \cdot v}{P_v \cdot 3600}$$

$$= \frac{53,6088 \cdot 436,1929}{2,5657 \cdot 3600}$$

$$= 2,5317 \text{ m}^3 / \text{dt}$$

Luas Area

- Net area =  $Q_v/v$

$$A_n = 2,5317 / 1,2148 \text{ m}^2$$

$$= 2,0841 \text{ m}^2$$

- Luas dowcomer 12 % dari luas total

- Total Area ( $A_t$ ) =  $A_n / (1-0,12)$

$$= 2,0841 / (1-0,12)$$

$$= 2,3683 \text{ m}^2$$

Diameter Coloum

$$D_c = \left[ \frac{4 \cdot A_t}{3,14} \right]^{0,5}$$

$$= \left[ \frac{4 \cdot 4,7631}{3,14} \right]^{0,5}$$

$$= 1,7369m$$

Diameter Puncak = 1,7369 m

## 2. Diameter Dasar

$$\text{BM rata-rata} = 98,1411$$

$$\text{Densitas gas} = \frac{P \cdot \text{Bm rata}}{82,06 \cdot T}$$

$$= \frac{3,3 \cdot 98,1411}{82,06 \cdot 410}$$

$$P_v = 9,6261 \cdot 10^{-3} \text{ kg/lit}$$

$$\text{Kecepatan Cair} = p \cdot q + R \cdot D$$

$$= 599,6267.1 + 0,3569 \cdot 436,1429 \text{ kgmol/j}$$

$$= 755,3039 \text{ kgmol/jam}$$

$$\text{Kecepatan Uap} = L_m - B$$

$$= 755,3039 - 163,4338$$

$$= 591,8701 \text{ kgmol/jam}$$

Liquid – Vapour Factor

$$Flv = \frac{l}{v} \left[ \frac{P_v}{P_l} \right]^{0,5}$$

$$= \left[ \frac{755,3039}{591,8701} \right] \left[ \frac{9,6261 \cdot 10^{-3}}{1,0437} \right]$$

$$Flv = 0,0118$$

Dari Fig 11.27 coulson & Ricardson untuk

Tray Spacing = 0,5 m diperoleh  $k_v = 0,18$

Maximum Superfacial Velocity terjadi pada keadaan Flooding maka =

$$\begin{aligned}
 V_{\max} &= k_v \left[ \frac{P_L \cdot P_v}{P_v} \right]^{0,5} \\
 &= 0,08 \left[ \frac{1,0437 - 9,6261 \cdot 10^{-3}}{9,6261 \cdot 10^{-3}} \right]^{0,5} \\
 &= 0,8309 \text{ m/dt}
 \end{aligned}$$

Supaya tidak terjadi Flooding maka =

Mengambil Superfacial Velocity = 80 %  $V_{\max}$

$$= 0,80 \cdot 0,8309 \text{ m/dt}$$

$$= 0,6648 \text{ m/dt}$$

Kecepatan Volume Fase Uap :

$$\begin{aligned}
 Q_v &= \frac{BM \text{ rata} \cdot v}{P_v \cdot 3600} \\
 &= \frac{98,1411 \cdot 163,4338}{9,6261 \cdot 3600}
 \end{aligned}$$

$$Q_v = 0,4628 \text{ m}^3 / \text{dt}$$

Luas Area

Net area =  $Q_v/v$

$$A_n = 0,4628/0,6648$$

$$= 0,6961 \text{ m}^2$$

Luas dowcomer 12 % dari Luas Total

$$\begin{aligned} \text{Total Area ( At )} &= A_n / (1-0,12) \\ &= 0,6961 / (1-0,12) \\ &= 0.7911 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter Coloum

$$\begin{aligned} D_c &= \left[ \frac{4 \cdot A_t}{3,14} \right]^{0,5} \\ &= \left[ \frac{4 \cdot 1,4466}{3,14} \right]^{0,5} \\ &= 1,0038 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena untuk menyesuaikan bentuk yang Ideal digunakan diameter dasar =  
1,7369 m (5,6985 Ft)

#### B.10. Tinggi Menara Distilasi

Jumlah Plate Actual = ( 9 + 15 ) = 24 Plate

Untuk diameter menara 4 – 20 ft dipakai Tray Spacing (ts) = 24 in (Ludwig)

Diambil =

Ruang kosong atas = 4 ft

Ruang kosong bawah = 6 ft

Tinggi Menara = ( N – 1 ) ts + Bottom Space + Top Space

$$= ( 24 - 1 ) 24/12 + 6 \text{ ft} + 4 \text{ Ft}$$

$$= 56 \text{ ft}$$

$$= 17,0688 \text{ m}$$

**B.11. Perancangan Plate**

Diameter Coloum : 1,7369 m

Luas penampang coloum (At) : 2,3683 m<sup>2</sup>

Luas Downconer (Ad) : 12 % luas At = 0,12 x 2,3683 = 0,2842 m<sup>2</sup>

Luas net area (An) : At - Ad = 2,3683 - 0,2842 = 2,0841 m<sup>2</sup>

Luas active Area (Aa) : At - 2 Ad = 2,3683 - 2 . 0,2842 = 1,7999 m<sup>2</sup>

Luas hole area (Ah) : 10 % luas Aa = 0,1 x 1,7999 = 0,1799 m<sup>2</sup>

**B.12. Panjang Weir**

Dari fig 11.31 Culson dan Ricardson

l weir = 0,77 x Dc = 0,77 x 1,7369 m

= 1,3374 m

Diambil : Tinggi weir = 50 mm

Diametere weir = 5 mm

Tebal Plate = 5 mm

**B.13. Check Weeping**

Maximum liquid rate : 40428 . 0460 / 3600 = 11,2300 kg / dt

Minimum liquid rate : 0,8 x 11,2300 = 8,984

Maximum h<sub>ow</sub> =

$$(h_{ow}) \text{ Max} = 750 \cdot \left[ \frac{lw}{Pl \cdot l \text{ weir}} \right]^{2/3}$$

$$= 750 \cdot \left[ \frac{11,2300}{1043,7 \times 1,3374} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$= 30,11 \text{ mm}$$

- Minimum  $h_{ow}$  =

$$(h_{ow}) \text{ Min} = 750 \cdot \left[ \frac{lw}{Pl \cdot l \text{ weir}} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$= 750 \cdot \left[ \frac{8,9840}{1043,7 \times 1,3374} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$= 25,95 \text{ mm}$$

Pada kecepatan minimum,  $h_o + h_{ow} = 50 + 25,95 = 75,95 \text{ mm}$

Dari fig 11.30 diperoleh  $k_\sigma = 37$ .

Dari persamaan 11.84 :

$$\check{u}h \text{ min} = \frac{k_2 - 0,9(25,4 - ch)}{P_v^{0,5}}$$

$$= \frac{37 - 0,9(25,4 - 5)}{9,6261^{0,5}}$$

$$= 6,0079 \text{ m/dt}$$

$$\text{Kecepatan Volume Minimum Uap} = 0,8 \cdot Q_v$$

$$= 0,8 \times 0,4628 \text{ m}^3/\text{dt}$$

$$= 0,3702 \text{ m}^3/\text{dt}$$

$$\text{Actual Minimum Vapour Velocity} = \frac{\text{min.vapor rate volum}}{Ah}$$

$$= \frac{0,3702}{0,1799}$$

$$= 2,0578 \text{ m/dt}$$

#### B.14. Down Comer

$$\text{Max. Vapor Velocity} = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{0,4628 \text{ m}^3/\text{dt}}{0,1799 \text{ m}^2}$$

$$= 2,5725 \text{ m/dt}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{\text{D.hole}} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1, \quad \frac{\text{Hole area}}{\text{Netarea}} = \frac{0,1799 \text{ m}^2}{2,0841 \text{ m}^2} = 0,0863$$

Dari fig 11.34 coulson & Ricardson diperoleh CO = 0,83

Dry Plate Drop : (Coulson & Ricardson pers. 11.88)

$$h_d = 51 \cdot \left[ \frac{u}{CO} \right]^2 \cdot \frac{P_v}{P_l} \quad \longrightarrow \quad \dot{u}h = \frac{Q_v}{A_n} = \frac{0,4628}{0,1799} = 2,5725$$

$$= 51 \cdot \left[ \frac{2,5725}{0,83} \right]^2 \cdot \frac{2,5657}{927}$$

$$= 1,3560 \text{ mm}$$

Residual Head = (Culson & Ricardson pers. 11.89)

$$H_r = \frac{12.500}{PL} = \frac{12.500}{927} = 13,4844 \text{ mm}$$

Total Drop =

$$H_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

$$= 1,3560 + (50 + 25,95) + 13,4844$$

$$H_t = 90,7904 \text{ mm}$$

**Pressure Drop**

$$\begin{aligned} P_{pt} &= 0,00981 \cdot H_t \cdot P_i \\ &= 0,00981 \cdot 90,4561 \cdot 927 \end{aligned}$$

$$P_{pt} = 822,5960$$

**Jumlah Lubang**

$$\begin{aligned} \text{Luas lubang} &= \pi \cdot d_h^2 / 4 \quad , d_h = \text{hole diameter} \\ &= 3,14 \cdot (0,005)^2 / 4 \\ &= 0,0000196 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas area lubang (Ah)} = 0,1799 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} N \text{ hole} &= \frac{\text{Luas area lubang}}{\text{Luas Lubang}} \\ &= \frac{0,1799}{0,00001964} \\ &= 9178,5714 \text{ lubang} \end{aligned}$$

**B.15. Spesifikasi Alat-Alat Distilasi****1. Tebal Shell**

Digunakan bahan Stainless Steel SA – 167, grade S, tipe 304 dengan komposisi 18 % CN dan 8 % Ni.

Tekanan : 3,3 atm (48,51 psi)

Allowable stress : 18750 psi (Appendix D. Brownell & Young)

Efisiensi sambungan : 0,85



Faktor korosi : 0,125 in

Jari-jari tangki : 0,8685 m (34,1929 m)

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell} &= \frac{p \cdot r}{s \cdot e - 0,6P} + c \\ &= \frac{48,51 \times 34,1929}{(18750 \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 48,51)} + 0,125 \\ &= 0,2293 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal shell  $\frac{1}{4}$  in

## 2. Tebal Head

Bentuk head : Flanged and Dished Head ( Torispherical ) yang sesuai untuk tekanan 15 – 200 psi.

Digunakan bahan Stainless Steel SA-167, Grade 3, tipe 304 dengan komposisi 18 % Cr dan 8 % Ni.

Tekanan design ( P ) : 48,51 psi

Allowable stress : 18750 psi

Efisiensi sambungan : 0,85

Faktor korosi : 0,125 in

Jari-jari tangki : 34,1929 in

$$\begin{aligned} \text{Tebal head} &= \frac{0,805 \cdot P \cdot r}{(S \cdot E - 0,1P)} + C \\ &= \frac{0,885 \cdot 48,51 \cdot 34,1929}{(18750 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 48,51)} + 0,125 \\ &= 0,2171 \text{ in} \end{aligned}$$

dipakai tebal head  $\frac{1}{4}$  in

### 3. Ukuran Nozzle

Berdasarkan pers. 15 Peters, hal. 525, dapat dihitung diameter optimum

#### a. Pipa pemasukan umpan Menara Distilasi

Kecepatan umpan : 89143,8414 lb/jam

Densitas umpan : 65,1745 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 ( G / 1000 )^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 ( 18402,1977 / 1000 )^{0,45} ( 65,1745 )^{-0,31} \\ &= 4,54 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 5 in

#### b. Nozzle pemasukan reflux Menara Distilasi

Kecepatan Reflux : 18402,1977 lb/j

Densitas umpan : 57,8870 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 ( G / 1000 )^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 ( 18402,1977 / 1000 )^{0,45} ( 57,887 )^{-0,31} \\ &= 2,3185 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 2 in

#### c. Nozzle pemasukan reflux Menara Reboiler

Kecepatan Uap : 128081,3558 lb/j

Densitas uap : 0,6011 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 ( G / 1000 )^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 ( 128081,3558 )^{0,45} ( 0,6011 )^{-0,31} \\ &= 22,8727 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 23 in

d. Nozzle pengeluaran uap puncak Menara Distilasi

$$\text{Kecepatan uap} = 69963,4280 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas uap} = 0,1602 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} D_i &= 2,2 ( G / 1000 )^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 ( 69963,4280 / 1000 )^{0,45} ( 0,1602 )^{-0,31} \\ &= 26,2524 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 26 in

e. Nozzle pengeluaran uap puncak Menara Distilasi

$$\text{Kecepatan cairan} = 163448,6541 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas cairan} = 65,1745 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} D_i &= 2,2 ( G / 1000 )^{0,45} \rho^{-0,31} \\ &= 2,2 ( 163448,6141 / 1000 )^{0,45} ( 65,1745 )^{-0,31} \\ &= 5,9714 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai nozzle dengan ukuran 6 in

### B.16. Perhitungan Neraca Panas Pada Menara Distilasi

$$C_{p i - C_4H_{10}} = -0,3322 + 0,09195 \cdot T - 4,412 \cdot 10^{-5} T^2 + 6,9192 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_{p i - C_4H_8} = 3,8365 + 0,067 \cdot T - 2,6075 \cdot 10^{-5} T^2 + 2,174 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_{p i - C_4H_8} = -0,7156 + 0,0844 \cdot T - 4,7371 \cdot 10^{-5} T^2 + 0,1066 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_{p n - C_4H_{10}} = 2,2674 + 0,007918 \cdot T - 2,6481 \cdot 10^{-5} T^2 + 67,423 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_{p t - C_4H_8} = 4,3374 + 0,06126 \cdot T - 1,6759 \cdot 10^{-5} T^2 + 2,1484 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_{p c - C_4H_8} = 0,1052 + 0,07057 \cdot T - 2,4306 \cdot 10^{-5} T^2 + 14,708 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 7,7062 + 0,04596 \cdot T + 2,5215 \cdot 10^{-6} T^2 + 85,946 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_p \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} = 2,1544 + 0,05114 \cdot T - 2,0052 \cdot 10^{-5} T^2 + 32,815 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

$$C_p \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O} = 5,6467 + 0,12827 \cdot T - 6,0421 \cdot 10^{-5} T^2 + 9,9331 \cdot 10^{-9} \cdot T^3$$

### 1. Enthalpi Hasil Atas

Suhu Referensi = 25 °C

Suhu Atas Menara = 30 °C

Komponen	m (kgmol/jam)	CP . d	Q (kcal/jam)
i - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	144,1188	23,67052	17056,822
i - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	19,0524	21,80406	2077,0981
i - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	123,3557	20,51148	12051,041
n - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	57,1571	2,216604	633,4333
t - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	44,4081	21,34129	4738,6304
c - C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	29,6054	19,25231	2849,805
H <sub>2</sub> O	3,4881	21,88748	381,72868
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	14,2311	15,81799	1125,5373
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	0,7762	39,24164	152,2968
		Total	41666,499

### 2. Enthalpi Hasil Bawah

Suhu Referensi = 25 °C

Suhu Bawah Menara = 137 °C

= 410 °K

Komponen	m (kgmol/jam)	CP . d	Q (kcal/jam)
H <sub>2</sub> O	5,5426	27,0329	16781,24515
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	3.4259	19,77368	7587,175003
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	154,4653	48,76523	843644,0029
		Total	868012,4231

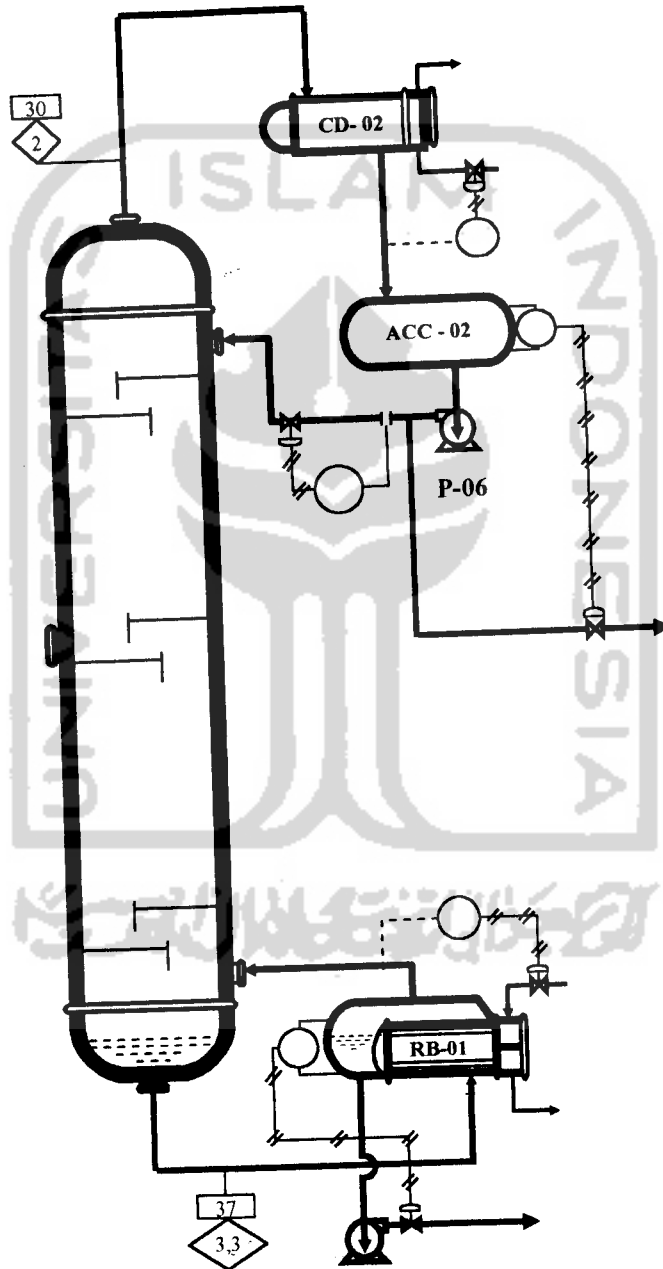
### 3. Enthalpi Umpan

Suhu Referensi = 25 °C

Suhu Umpan = 50,7 °C

= 323,7 °K

Komponen	m (kgmol/jam)	CP . d	Q (kcal/jam)
i – C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	144,1188	25,04373	92758,3026
i – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	19,0524	22,86595	11196,23885
i – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	123,3557	21,64468	68618,86956
n – C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	57,1571	2,032864	2986,150463
t – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	44,4081	22,37886	25540,72428
c – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	29,6054	20,3969	15519,15789
H <sub>2</sub> O	9,0307	22,87681	5309,455739
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	17,6570	16,61849	7541,208791
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	155,2415	41,17359	164270,5566
		Total	393740,6648



## LAMPIRAN C

### MENARA EKSTRAKTOR

Tugas : Memisahkan hasil rafinat C<sub>4</sub> dari campuran C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O, H<sub>2</sub>O, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O dengan menggunakan pelarut H<sub>2</sub>O 24387,5676 kg/j

Jenis : Perforated – Plate (Sieve-Tray) Tower

#### C.1. Pelarut Yang Dipakai

Zat Terlarut		Pelarut	
Komponen	Titik Didih (°C)	Komponen	Titik Didih (°C)
i – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-4,6	H <sub>2</sub> O	100
i – C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-11,73	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	42,4
i – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-6,09		
n – C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-0,5		
t – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-5,07		
c – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-4,34		
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	46,068		

Pada perancangan pabrik ETBE, larutan hasil ekstraksi akan dipisahkan dengan cara distilasi. Untuk mempermudah proses distilasi, maka perancangan ini

dipilih pelarut yang mempunyai perbedaan titik didih yang relatif paling besar terhadap zat-zat terlarut yang digunakan.

Dari data di atas terlihat bahwa pelarut air mempunyai perbedaan titik didih yang terbesar dengan zat terlarut, jadi dipilih pelarut air untuk mengekstraksi larutan C<sub>4</sub>

Spesifikasi pelarut yang digunakan (Perry P.H & Green, D.W, 1984).

- |                  |                                    |
|------------------|------------------------------------|
| 1. Nama          | = Air                              |
| Rumus Kimia      | = H <sub>2</sub> O                 |
| Berat Molekul    | = 18,015                           |
| Specific Gravity | = 995,647 kg/m <sup>3</sup>        |
| Titik Lebur      | = 273,16 K                         |
| Titik Didih      | = 373,16 K                         |
| 2. Nama          | = Ethyl Tertiary Butyl Ether       |
| Rumus Kimia      | = C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O |
| Berat Molekul    | = 102,177                          |
| Specific Gravity | = 0,749 g/m <sup>3</sup>           |
| Titik Didih      | = 92,4 °C                          |
| Titik Beku       | = -103°C                           |

## C.2. Data Perancangan

### 1. Densitas

Densitas fase kontinyu (H<sub>2</sub>O), Pc = 0,996 gr/cm<sup>3</sup> (995,647 kg/m<sup>3</sup>)



Densitas fase terdispersi ( $C_6H_{14}O$ ),  $\rho_d = 0,749 \text{ gr/m}^3$

## 2. Viscositas

Viscositas fase kontinu,  $\mu_c = 1 \text{ cp}$

Viscositas fase terdispersi,  $\mu_d$  diprediksi dengan persamaan Soulder (Coulson & Ricardson, 1985) sebagai berikut :

$$\text{Log}(\log 10 \cdot \mu_d) = I/M \cdot \rho_d \cdot 10^{-3} \cdot (-2,9)$$

Dengan  $\mu_d$  = Viskusitas fase terdispersi, cp

$\rho_d$  = Densitas fase terdispersi,  $\text{kg/m}^3$

M = Berat molekul

I = Soulder Index

Kontribusi I untuk  $C_6H_{14}O$  dari tael 8.1 (Coulson & Ricardson, 1986)

$$6 \text{ atom C} = 6 (50,2) = 301,2$$

$$14 \text{ atom H} = 14 (2,7) = 37,8$$

$$1 \text{ atom O} = 29,7$$

$$\text{Total C} = 368,7$$

$$\text{Log}(\log 10 \mu_d) = (368,7)/(102,177) (749) \cdot 10^{-3} \cdot (-2,9)$$

$$(\log 10 \mu_d) = 0,0218$$

$$\mu_d = 1,05 \text{ cp}$$

## 3. Difusivitas

Difusivitas  $C_4$  pada fase kontinyu dan pada fase terdispersi diprediksi dengan persamaan Wilke-Chang (Coulson dan Ricardson, 1986)

$$DL = 1,173 \cdot 10^{-3} (\phi \cdot M)^{0,5} \cdot T / (\mu \cdot V_m^{0,6})$$

Dengan :

DL = Difusivitas Cairan (m<sup>2</sup>/det)

M = Berat Molekul Pelarut

T = Suhu (K)

$\phi$  = Factor Asosiasi Pelarut

$\mu$  = Viscositas Pelarut (cp)

V<sub>m</sub> = volume molar larut pada titik didih m<sup>3</sup>/kg

Difusivitas pada fase kontinyu (Dc)

$\phi_{H_2O} = 0,1994$  dan  $T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ }^\circ\text{K}$

V<sub>m</sub> untuk C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> diestimasi dengan tabel 8.6. (Coulson & Ricardson, 1986)

Atom	Volume	Jumlah	Volume x Jumlah
C	0,0148	4	0,0592
H	0,0037	8	0,0296
V <sub>m</sub>			0,0888

$$Dc = 1,173 \cdot 10^{-13} (0,1994 \times 18,015)^{0,5} \cdot 303 / (1 \cdot 0,0888^{0,6})$$

$$= 2,8799 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{det}$$

V<sub>m</sub> untuk C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> ( $\phi_{H_2O} = 0,2759$ )

Atom	Volume	Jumlah	Volume x Jumlah
C	0,0148	4	0,0592
H	0,0037	10	0,0370
Vm			0,0962

$$D_c = 1,173 \cdot 10^{-13} (0,2259 \times 18,015)^{0,5} \cdot 303 / (1 \cdot 0,0962^{0,6})$$

$$= 2,9215 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{det}$$

Difuvitas Pada Fase Terdispersi (Dd)

$$\phi_{C_2H_4O} = 0,5882 \text{ (Stanley . I. Sandier, hal. 335)}$$

$$D_d = 1,173 \cdot 10^{-13} (0,5882 \times 102,179)^{0,5} \cdot 303 / (1,05 \cdot 0,0962^{0,6})$$

$$= 10,6927 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{det}$$

### C.3. Tegangan Antar Permukaan (Interfacial Tension)

Menurut Perry & Chilton, 1973 tegangan antar permukaan diprediksi dengan cara

Antonoff :

$$\sigma_1 = \sigma_1 - \sigma_2$$

Dimana :

$$\sigma_1 = \text{Tegangan Antar Permukaan}$$

$$\sigma_1 - \sigma_2 = \text{Tegangan Muka Komponen}$$

Tegangan muka diprediksi dengan cara Sugden (Culson dan Ricardson, 1986)

$$\sigma = (\text{Pch} \cdot (\rho_L - \rho_V)/m)^4 \cdot 10^{-12}$$

dengan :

$\sigma$  = tegangan muka, dyne/cm

Pch = sugden's parachor

$\rho_L$  = densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_V$  = densitas nap, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_L \gg \rho_V$  sehingga  $\rho_L - \rho_V = \rho_L$ ,  $m = Bm$

### 1. Tegangan Muka H<sub>2</sub>O

Pch H<sub>2</sub>O dihitung :

Group	Kontribusi	Jumlah	Total
H	17,1	1	17,1
OH	11,3	1	11,3
Pch			28,4

$$\sigma_{\text{H}_2\text{O}} = ((28,4)(995,647)/(18,015))^4 \cdot 10^{-12}$$

$$= 6,0695 \text{ dyne/cm}$$

### 2. Tegangan Muka C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O

Pch C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O dihitung :

Group	Kontribusi	Jumlah	Total
C	4,8	6	28,8
H	17,1	14	239,4
O	20,1	1	20,1
			288,3

$$\sigma_{C_6H_{14}O} = \{(288,3) (749) / (102,177)\}^4 \cdot 10^{-12} = 19,9477 \text{ dyne / cm}$$

Tegangan antar permukaan

$$\sigma_1 = 19,9477 - 6,0695 = 13,8782 \text{ dyne / cm}$$

#### C.4. Koefisien Distribusi pada Keseimbangan Antar Fase

Koefisien distribusi  $C_4$  dan  $H_2O$  dan  $C_6H_{14}O$  dapat diprediksi dari Persamaan 15-1 dan 15-7 (Perry, R.H dan Green, D.W, 1984).

Dimana :

$Y_c, Y_d$  = Koefisien aktivitas larut di fase kontinyu dan fase terdispersi

$M_c, M_d$  = Berat molekul fase kontinyu dan fase terdispersi

Koefisien aktivitas diprediksi dengan cara UNIFAC.

##### 1. Koefisien Aktivitas $C_4(1)$ dalam $H_2O = X_2 = 0,08$

$$X_{C_4} = X_1 = 0,92 \text{ dan } X_{H_2O} = X_2 = 0,08$$

Suhu T

Dari tabel D.1. diperoleh =

Komponen	K	R <sub>k</sub>	Q <sub>k</sub>	V <sub>k</sub> <sup>(1)</sup>	V <sub>k</sub> <sup>(2)</sup>
CH <sub>3</sub>	1	0,9011	0,848	2	-
CH <sub>2</sub>	2	0,6744	0,540	2	-
H <sub>2</sub> O	17	0,9200	1,400	-	1

Dari persamaan D.16 :  $r_i = \sum_k v_k^{(1)} \cdot R_k$

Diperoleh  $r_1 = 3,151$  dan  $r_2 = 0,92001$

Dari persamaan D.17 :  $q_i = \sum_k v_k^{(1)} \cdot Q_k$

Diperoleh  $q_1 = 2,776$  dan  $q_2 = 1,400$

Dari persamaan D.8 :  $j_i = r_i / (\sum_j r_j \cdot x_j)$

Diperoleh  $j_1 = 0,774$  dan  $j_2 = 0,2259$

Dari persamaan D.9 :  $L_i = q_i / (\sum_j q_j \cdot x_j)$

Diperoleh  $L_1 = 0,6648$  dan  $L_2 = 0,3352$

Dari persamaan D.18 :  $6_{ki} = v_k^{(1)} \cdot Q_k$  sehingga diperoleh :

K	6 <sub>k</sub>	
	i = 1	i = 2
1	1,696	-

2	1,080	-
17	-	1,400

Dari persamaan D.19 :  $\theta_k = \sum_i 6ix_i$

Diperoleh :  $\theta_1 = 1,56032, \theta_2 = 0,9936, \theta_{17} = 0,112$

Dari tabel D2 diperoleh =

ai.  $i = 1,2 = a_{2,1} = a_{2,2} = a_{17,17} = OK$

$a_{1,17} = a_{2,17} = 1,318 K$

$a_{17,1} = a_{17,2} = 300 K$

Dari persamaan D.22 :  $\tau_{m,k} = \exp(-a_{m,k}/T), T = 308 K$

Diperoleh :

$$\tau_{1,1} = \tau_{1,2} = \tau_{2,1} = \tau_{2,2} = \tau_{17,17} = 1$$

$$\tau_{1,17} = \tau_{2,17} = 0,0139$$

$$\tau_{17,1} = \tau_{17,2} = 0,3776$$

Dari persamaan D.20 =  $S_{ki} = \sum_m G_{mi} \cdot \tau_{mk}$

K	S <sub>ki</sub>	
	i = t	i = 2
1	2,776	-
2	2,776	-
17	-	1,400

Dengan persamaan D.21  $\eta_k = S_{ki} = \sum_m S_{ki} \cdot X_i$

$$\eta_1 = 2,5539$$

$$\eta_2 = 2,5539$$

$$\eta_{17} = 0,1440$$

Dengan persamaan D.14 :  $\ln y_i^c = 1 - J_i + \ln j_i - S \cdot q_i (1 - J_i / L_i + \ln J_i / L_i)$

$$\text{Diperoleh } \ln y_i^c = 0,1388 \text{ dan } \ln y_i^c = -0,2343$$

Dengan persamaan D.15 :  $\ln y_i^n = q_i (1 - \ln L_i) - \sum (\theta_k \cdot S_{ki} / \eta_k - 6k_i \cdot \ln(S_{ki} / \eta_k))$

$$\text{Diperoleh } \ln y_i^R = 1,36488 \text{ dan } \ln y_2^2 = 5,63381$$

Dari persamaan diperoleh

$$\ln y_i = \ln y_i^c + \ln y_i^R$$

$$\ln y_i = (-0,0955) + 6,3986$$

$$\ln y_i = 6,3031$$

$$y_i = 546,2845$$

## 2. Koefisien $C_4$ (1) dan $C_6H_{14}O$ (2)

$$X_{C_4} = 0,99, \quad X_{C_6H_{14}O} = 0,01$$

$$\text{Suhu } T = 308 \text{ K}$$

Dari tabel D.1 diperoleh



Komponen	K	Rk	Qk	Vk <sup>(1)</sup>	Vk <sup>(2)</sup>
CH <sub>3</sub>	1	0,9011	0,848	2	1
CH <sub>2</sub>	2	0,6744	0,540	2	5
OH	15	1,0000	1,200	-	1

Dari persamaan D.16 diperoleh  $= r_1 = 3,151$  dan  $r_2 = 5,2731$

Dari persamaan D.17 diperoleh  $= q_1 = 2,776$  dan  $q_2 = 4,740$

Dari persamaan D.16 diperoleh  $= j_i = 0,3740$  dan  $j_2 = 0,6259$

Dari persamaan D.16 diperoleh  $= L_1 = 0,3689$  dan  $L_2 = 0,6310$

K	Gki	
	i = 1	i = 2
1	1,696	0,848
2	1,080	2,700
15	-	1,200

$\theta_1 = 0,6975$   $\theta_2 = 1,0962$ ,  $\theta_{15} = 0,012$

Dari tabel D2 diperoleh =

$a_{1.1} = a_{1.2} = a_{2.1} = a_{2.2} = a_{15.15} = OK$

$a_{1.15} = a_{2.15} = 986,5$

$a_{15.1} = a_{15.2} = 156,4$

Dari persamaan D.22 diperoleh :

$$\tau_{1.1} = \tau_{1.2} = \tau_{2.1} = \tau_{2.2} = \tau_{15.15} = 1$$

$$\tau_{1.15} = \tau_{2.15} = 0,0406$$

$$\tau_{15.1} = \tau_{15.2} = 0,6018$$

Dari persamaan D.20 =  $S_{ki} = \sum_m G_{mi} \cdot \tau_{mk}$

K	i = 1	i = 2
1	2,776	0,1928
2	2,776	0,1928
5	-	2,8573

Dengan persamaan D.21 =  $\eta_k = \sum_i S_{ki} \cdot X_i$

$$\eta_1 = 2,7502$$

$$\eta_2 = 2,7502$$

$$\eta_{17} = 0,0286$$

Dengan persamaan D.14 :  $\ln y_i^c = 1 - J_i + \ln j_i - S \cdot q_i (1 - J_i / L_i + \ln J_i / L_i)$

$$\text{Diperoleh} = \ln y_1^c = -0,3562 \text{ dan } \ln y_2^c = -0,0937$$

Dengan persamaan D.15 :  $\ln y_i^n = q_i (1 - \ln L_i) - \sum (\theta_k \cdot S_{ki} / \eta_k - 6k_i \cdot \ln(S_{ki} / \eta_k))$

$$\text{Diperoleh} = \ln y_1^n = 3,7597$$

Dari persamaan D5 diperoleh

$$\ln y_1 = \ln y_i^c + \ln y_i^R$$

$$\ln y_i = -0,4499 + 3,7597$$

$$\ln y_i = 3,3098$$

$$y_i = 27,3796$$

### 3. Koefisien Distribusi

$$\begin{aligned} m &= y_c / y_d \cdot M_c / M_d \\ &= 546,2845 / 27,3746 \cdot 18 / 102,177 \\ &= 3,5148 \end{aligned}$$

Jumlah pelarut yang dipakai

$$\begin{aligned} \text{Pelarut minimum yang diperlukan untuk ekstraksi} &= \text{impor} / m \\ &= 23746,3025 / 3,5148 = 6756,0893 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

Untuk perancangan dipakai jumlah pelarut 1,5 kali minimumnya.

$$\text{Jumlah pelarut} = (1,5) \cdot 6756,0893 = 10134,1338 \text{ kg/j}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pelarut 1} &= \text{jumlah pelarut} / \rho \\ &= 10134,1338 / (249 \text{ kg/m}^3) \\ &= 13,5302 \text{ m}^3 / \text{jam} (= 477,8132 \text{ ft}^3 / \text{jam}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pelarut 2} &= \text{jumlah pelarut} / \rho \\ &= 10134,1338 / 996 = 10,17483 \text{ m}^3 / \text{j} (= 359,3199 \text{ ft}^3 / \text{j}) \end{aligned}$$

**C.5. Perancangan Sieve Plate**

Menara ekstraksi ini dirancang menurut metode yang terdapat dalam buku  
 “Transpor Properties of Liquid Extraction” karangan G.S.  
 LADDHA < 1969.

**1. Total Perforation Area**

So = Aliran DBK / kec. Aliran lewat lubang

Diambil ukuran lubang = 1/8 in

Kecepatan aliran jet di lubang diperoleh dengan persamaan Christiansen-Hixson.

$$(\sigma / \Delta\rho \cdot g)^{0,5} = ((13,8782) / ((0,996 - 0,749) \cdot (980)))^{0,5}$$

$$= 0,2394 \text{ cm} = 0,0078 \text{ ft}$$

$$dN / (\sigma / \Delta\rho \cdot g)^{0,5} = (1/8) \cdot (1/12) / (0,0078)$$

$$= 1,3355 \text{ ft}$$

karena nilai diatas > 0,785, maka dipakai persamaan

$$dN / dj = 0,12 + 1,51 \cdot dN / (\sigma / \Delta\rho \cdot g)^{0,5} = 0,12 + (1,51) \cdot (1,3355)$$

$$= 2,1366$$

jet diameter = dj = dN / 2,1366

$$= (1/8) \cdot (1/12) / (2,1366)$$

$$= 0,00488 \text{ ft}$$

$$UN = 2,69 (dj/dN)^2 \cdot ((\sigma / dj) / (0,5137 \cdot pd + 0,4719 \cdot pc))$$

$$= 2,69 (0,0048 / 0,01042)^2 \cdot ((13,8782 \text{ g/dl}) / (0,00488 \text{ ft}) \cdot (1 \text{ lb}/453))$$

$$\begin{aligned} & \cdot (3600 \text{ det /jam}) / (0,5137 \cdot 0,749 \text{ g/cm}^3 + 0,4719 \cdot 0,996/\text{cm}^2) \\ & = 1546,8679 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{total perforation} = S_o &= (477,8132 \text{ ft/jam}) / (1546,8679 \text{ ft/jam}) \\ &= 0,3088 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas lubang} = \pi/4 (0,01042)^2 = 8,528 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= (0,3088 \text{ ft}^2) / (8,528 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^2) \\ &= 3622,0773 \text{ (3622)} \end{aligned}$$

## 2.Total Area Sieve Plate

Diambil asumsi bahwa 5 % dari luas plate adalah perforation area.

$$\text{Total area sieve plate} = S_t = (0,3088 \text{ ft}^2) / (0,05) = 6,176 \text{ ft}^2$$

## 3.Down Spoot Area

Diambil asumsi bahwa kecepatan aliran lewat down spoot,  $U_c$  dari fase k sama denga kecepatan terminalnya.

Ukuran butir dvs dihitung sebagai berikut :

i. Dengan metode Treybal

$$dvs = 2 \cdot d_j = (2) (0,00488 \text{ ft}) = 0,00976 \text{ ft}$$

ii. Dengan metode vediyen

$$\begin{aligned} dvs &= 1,592 (\sigma / \Delta\rho \cdot g)^{0,5} (UN^2 / (2.9 \cdot dN))^{-0,0665} \\ &= 1,592 \cdot (0,0078) \cdot ((1546,8679)^2 / (2 \cdot 4,17 \cdot 10^8 \cdot 0,01042))^{-0,5} \\ &= 0,0135 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk perhitungan selanjutnya dipakai dvs yang lebih besar. Kecepatan alir butiran, ut dihitung sebagai berikut =

$$U_t = U_o = 1,088 \left( \frac{\sigma}{\Delta\rho} \right) / (\rho_c)^2)^{1/4} \cdot UN^2 / (2 \cdot g \cdot dN)^{-0,0665}$$

$$U_t = (1,088) \cdot ((13,8782 \text{ g/dt}^2) \cdot (0,996 \cdot 0,749) \text{ g/cm}^3 \cdot (980 \text{ cm/dt}^2) / (0,996 \text{ g/cm}) \cdot ((1546,8679 \text{ ft/jam})^2 / ((2) (4,17 \cdot 10^8 \text{ ft/jam}) \cdot (0,01042 \text{ ft}))^{-0,0665})$$

$$= 1088,1992 \text{ ft/hr.}$$

$$\begin{aligned} \text{Down spout area cross section} &= \text{vol. Flous rate} / \text{velocity} \\ &= 837,1331 / 1088,1992 \\ &= 0,7693 \end{aligned}$$

#### 4. Total Sieve Plate Area

$$\begin{aligned} \text{Total Sieve Plate Area} &= \text{area sieve plate} + 2 (\text{down spout area}) \\ &= 6,176 + 2 (0,7693) \\ &= 7,7146 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter sieve plate} &= ((7,7146) (4 / \pi))^{1/2} \\ &= 3,1349 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipakai circular ring selebar 2 in, sehingga =

$$\text{Diameter Plate} = 3,1349 + 2 (2/12) = 3,4682 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dibawah plate, ht

$$H_t = h_N + h_y + h_c$$

$$i. h_N = UN^2 \cdot (1 - (so/st)^2 \cdot \rho_d) / (2 \cdot g \cdot CN \cdot \Delta\rho)$$

CN . ( omfire coeficient) dihitung dengan persamaan :

$$CN = 1 - 0,71 / (\log Nre)$$

$$Nre = d_N \cdot U_N \cdot \rho_d / \mu_d$$

$$(0,01042 \text{ f t } ) ( 1546,8679 \text{ f t /jam } ) (0749,9 \text{ cm}^3) (62,4 \text{ lb /f t }^3/9/\text{cm})$$

(1,05 (p)

$$(2,42 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft/ip})$$

$$= 296,4713$$

$$CN = 1 - (0,71) / (\log 296,4713 )$$

$$= 0,7128$$

$$h_N = (1546,8679 \text{ ft/jam})^2 \cdot (1 - (0,308/6,176)^2 \cdot (0149) \cdot (62,4)) \text{ lb/ft}^3$$

$$= 2 \cdot (4,17 \cdot 10^8 \text{ ft/jam}^2) \cdot (0,7128)^2 (0,996 - 0,749) (62,4) \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0507 \text{ ft}$$

### C.6. Tahanan Aliran Fase Kontinyu

$$h_c = 4,5 \text{ ut}^2 \cdot \rho_c / 12,9 \cdot \Delta\rho$$

$$= (4,5) \cdot (1088,1992 \text{ ft/jam})^2 (0976 \cdot 62,4) \text{ lb/ft}^3$$

$$(2) \cdot (4,17 \cdot 10^8 \text{ ft/jam}^2) (0,7128)^2 ((0,996 - 0,749) (62,4) \text{ lb/ft}^3 )$$

$$= 0,0507 \text{ ft}$$

### C:7. Head Loss Karena Interfacial Tension

$$hr = 6 \text{ y} / ((dp)_{0,1} \cdot \Delta\rho \cdot 9$$

Dengan  $(dp)_{0,1}$  adalah diameter hole pada hole velocity 0,1 ft/dt yang dihitung dengan persamaan vedayan =

$$(dp)_{0,1} = (1,592) \cdot (0,0078) \cdot \frac{((0,1 \text{ ft/dt})^4 (3600 \text{ dt / jam})^2)}{((2)(4,17 \cdot 10^8 \text{ ft} / 9 \text{ cm}^2)(0,01042 \text{ ft}))^{-0,0665}}$$

$$= 0,0226 \text{ ft}$$

$$= \frac{(13,8782 \text{ g/dt}^2)(3600 \text{ dt/jam})^2(1 \text{ lb}/453,59 \text{ kg})}{((2)(4,17 \cdot 10^8 \text{ ft/jam}^2)(0,01042 \text{ ft}))^{-0,0665}}$$

$$= 0,0226 \text{ ft}$$

### C.8. Tinggi Total Cairan Di Bawah Plate

$$ht = 0,0171 + 0,0507 + 0,0226$$

$$= 0,0904 \text{ ft}$$

$$= 1,0848 \text{ in}$$

$$= 2,7554 \text{ cm}$$

Tray Spacing ( $Z_c$ )

Diambil asumsi tingi kompartemen,  $Z_c = 15$  Kali Tinggi Cairan

$$Z_c = (15)(0,0904 \text{ ft})$$

$$= 1,356 \text{ ft}$$

### C.9. Kecepatan Trasfer Massa Dan Tinggi Kolom

#### 1. Hold Up Fase Terdispersi

Luas penampang kolom setelah dikurangi down comer area :



$$\begin{aligned}
 &= \pi/4 \cdot (\text{Diameter Plate})^2 - \text{Down Spout Area} \\
 &= \pi/4 (3,4682 \text{ ft})^2 - 0,7693 \text{ ft}^2 \\
 &= 8,673 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan superficial fase terdispersi,  $U_d = \text{flow rate/luas penampang}$

$$\begin{aligned}
 &= (477,8132 \text{ ft}^3 / \text{jam}) / (8,673 \text{ ft}^2) \\
 &= 55,092 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Pengaruh kecepatan aliran fase kontinu diabaikan karena aliran Cross Current.

Hold Up diperoleh dari pers :

$$U_d / x = U_u (1 - X)$$

Hold Up , X diperoleh dengan persamaan sbb :

$$X^2 - X + U_d / U_u = 0$$

$$\begin{aligned}
 X_{1,2} &= (1 \pm (1 - 4 \cdot U_d / U_u)^{1/2}) / 2 \\
 &= (1 \pm (1 - 4 (55,092 / 1088,1992)^{1/2}) / 2)
 \end{aligned}$$

$$X_1 = 0,9465 \text{ dan } X_2 = 0,0535$$

Hold Up fase terdispersi jumlahnya hanya sebagian kecil dari seluruh cairan yang ada . Jadi Hold Up yang sebenarnya adalah  $X = 0,0535$

## 2. Luas Permukaan Transfer Massa ( a )

$$\begin{aligned}
 a &= 6 X / d_{vs} \\
 &= 6 (0,0535) / 0,0135 \\
 &= 23,7778 \text{ ft}^2 / \text{ft}^3
 \end{aligned}$$

### 3. Koefisien Transfer Massa

#### a. Koefisien Transfer Massa Fase Kontinu (Kc)

i. Persamaan Ruby-Elgin yang dimodifikasi oleh Treybal

$$K_c = 0,725 (d_p \cdot U_s \cdot \rho_c / \mu_c)^{-0,43} (\mu_c / (\rho_c \cdot d_c))^{-0,58} U_s \cdot (1-x)$$

$$U_s = U_o (1-X)$$

$$= 1088,1942 (1 - 0,0535)$$

$$= 1029,9805 \text{ ft / jam}$$

$$K_c = 0,725 ((0,0135 \text{ ft})(1029,9805 \text{ ft/jam})(0,996) \cdot (62,4 \text{ lb/ft}^3) / (2,42 \text{ b/jam} \cdot \text{ft}))^{-0,43} ((2,42 \text{ lb / jam ft}) / (0,996) (62,4 \text{ lb/ft}^3) \cdot (2,8799 \cdot 10^{-10}) (3600 / 0,3048^2) \text{ ft}^2/\text{jam})^{-0,58} (1029,9805 \text{ ft/jam}) (1 - 0,0535)$$

$$K_c = 0,4975 \text{ ft / jam}$$

ii. Partial Circulation Condition Insiden Drop

$$K_c = 0,023 \cdot U_s (\mu_c / (\rho_c \cdot D_c))^{-0,5}$$

$$= 0,4010 \text{ ft / ja}$$

#### b. Koefisien Transfer Massa Terdispersi

i. Complete Circulation Condition Inside Drop (Handles – Baron Model)

$$K_d = 0,00375 \cdot U_s / (1 + \mu_d / \mu_c)$$

$$= (0,00375) (1029,9805 \text{ ft/jam}) / (1 + 1,05)$$

$$= 1,8841 \text{ ft/jam.}$$

ii. Patial Circulation Model Based On Experiment With Single Drop

$$K_d = 0,023 \cdot U_s (\mu_d / \rho \cdot D_d)^{-0,5}$$

$$\begin{aligned}
 & 0,023 \cdot (1029,9805 \text{ ft/jam}) \\
 & (1,8 \cdot (2,42 \text{ lb/ft.jam}) / (0,749) (62,4 \text{ lb/ft}^3) (10,6927 \cdot 10^{-10}) (38750 \\
 & \text{ft/jam})^{-0,5} \\
 & = 0,4995 \text{ ft / jam}
 \end{aligned}$$

**c. Koefisien Overall ( $k_{od} a$ )<sub>r</sub> Untuk Butiran Tunggal**

i. Model Handlos-Baron dan Ruby Elgin

$$\begin{aligned}
 1/(K_{od})_r &= m / K_c + 1/K_d \\
 &= 3,5148/0,4975 + 1/1,8841
 \end{aligned}$$

$$(K_{od})_r = 0,1317 \text{ ft/jam}$$

Koefisien Volumetrik ( $K_{od} a$ )<sub>r</sub> = ( $K_{od}$ )<sub>r</sub> (Interfacial Area)

$$\begin{aligned}
 &= (0,1317 \text{ ft/jam}) (23,7778 \text{ ft}^2/\text{ft}^3) \\
 &= 3,1304 \text{ jam}^{-1}
 \end{aligned}$$

ii. Model Berdasar Partial

$$\begin{aligned}
 1/(K_{od})_r &= m / K_c + 1/K_d \\
 &= 3,5148/0,4010 + 1/0,4995
 \end{aligned}$$

$$(K_{od})_r = 0,0928 \text{ ft/jam}$$

Koefisien Volumetrik ( $K_{od} a$ )<sub>r</sub> = ( $K_{od}$ )<sub>r</sub> . (Interfacial Area)

$$\begin{aligned}
 &= (0,0928 \text{ ft/jam}) (23,7778 \text{ ft}^2/\text{ft}^3) \\
 &= 2,2084 \text{ jam}^{-1}
 \end{aligned}$$

Untuk perhitungan selanjutnya dipakai ( $K_{od}$ )<sub>r</sub> yang terhitung lebih kecil yaitu

$$2,2084 \text{ jam}^{-1}$$

#### 4. Perpindahan Massa Selama Pembentukan Butir Dan Penggabungannya

Dalam menara terjadi dispersi dan penggabungan butir yang berulang-ulang pada plate. Perpindahan massa selama dispersi dan penggabungan diperhitungkan sebagai berikut :

##### i. Perpindahan massa selama pembentukan butir

Waktu Pembentukan Butir,  $\theta_f = \text{volume per butir} / \text{volume rate lewat lubang}$

$$= (\pi/6 \cdot dp^3) / (\pi/4 \cdot dn \cdot U_N) = (\pi/6 \cdot (0,0135)^3) / (\pi/4 \cdot (0,01042) \cdot (1546,8679))$$

$$= 1,0176 \cdot 10^{-7} \text{ jam}$$

$$(K_{od})_f = (0,805/m) (D_c / \theta_f)$$

$$= ((0,805 / (3,5148)) \cdot ((2,8794 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{dt}) / (0,3048 \text{ m/ft})^2 (3600)))$$

$$(1 / 1,0176 \cdot 10^{-7})$$

$$= 25,1170 \text{ ft/jam}$$

##### ii. Luas Butir Selama Formasi Af

$$A_f = (3/5) (\pi \cdot dp^2)$$

$$= (3/5) (\pi \cdot (0,0135 \text{ ft})^2)$$

$$= 3,4336 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^2$$

##### iii. Koefisien Transfer Massa Overall Saat Formasi Dan Dispersi

$$(K_{od} a)_f = 2 (K_{od})_f \cdot A_f \cdot N_N / (st (7c - ht))$$

$$= 2 (25,1170 \text{ ft/jam}) (3,4336 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^2) (3622) / (6,176 \text{ ft}^2 \cdot (1,356$$

$$\text{ft} - 0,0226 \text{ ft})$$

$$= 7,5863 \text{ jam}^{-1}$$

**5. Koefisien Transfer Massa Total Efektif,  $K_{od a}$**

$$K_{od a} = (K_{od a})_r + (K_{od a})_f = 2,2084 + 7,5863 = 9,7947 \text{ jam}^{-1}$$

**6. Effisiensi Stage Ekstraksi**

Point/Local Efficiency

$$\begin{aligned} (\eta_{lmn}) &= 1 - \exp(-K_{od a} (Z_c - h_t) / U_d) \\ &= 1 - \exp(- (9,7947 \text{ jam}^{-1}) (1,356 \text{ ft} - 0,0226 \text{ ft}) / 55,092 \text{ ft}) \\ &= 0,2110 \end{aligned}$$

Murphee Stage Efficiency

$$\begin{aligned} \eta_{mn} &= (\exp(m \cdot U_d / U_c) \cdot (\eta_{mD})_1 - 1) / (m \cdot U_d / U_c) \\ m \cdot U_d / U_c &= 3,5148 \cdot (359,3199) / 837,1331 \\ &= 1,5086 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \eta_{mn} &= ((\exp(1,5086 \cdot 0,2110) - 1) / 1,5086) \\ &= 0,2484 \end{aligned}$$

Pada perforated plate tower efisiensi Murphee berdasarkan fase terdispersi dengan fase kontinue, sehingga  $\eta_{mD} = \eta_{mn}$

Effisiensi Overall untuk seluruh stage,  $\eta_o$  diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned} \eta_o &= \eta_{mn} (1 + m \cdot U_d / U_c) / (1 + m \cdot U_d / U_c \cdot \eta_{mD}) \\ &= 0,2484 (1 + 1,5086) / (1 + 1,5086 \cdot 0,2484) \end{aligned}$$

$$= 0,4533$$

### 7. Jumlah Stage

Menara Ekstraksi ini akan dirancang untuk mengestraksi 97%  $C_4H_8$  dengan campuran  $H_2O$ ,  $C_6H_{14}O$  dan  $C_2H_5OH$ . Effisiensi Overall menara dihitung persamaan :

$$\eta_n = \eta_o \cdot (1 + (1-\eta_o) + (1-\eta_o)^2 + (1-\eta_o)^3 + \dots + (1-\eta_o)^{n-1})$$

jumlah stage dihitung mencoba-coba harga n, sampai diperoleh  $\eta_n = 0,97$

Berdasarkan program komputer jumlah stage = 7 Stage Teoritis

### 8. Tinggi Total Menara Zt

$$\begin{aligned} Z_t &= n \cdot Z_c \\ &= 7 \cdot (1,356) \\ &= 9,492 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perlu ditambah ruangan setinggi 1,5 ft dibawah bagian atas dan bawah, sebagai pemisahan fase kontinu dan fase terdispersi.

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total menara} &= 9,492 + (2) \cdot (1,5) \\ &= 12,492 \text{ ft} \\ &= 3,8076 \text{ m } (\approx 4 \text{ m}) \end{aligned}$$

### C.10. Ukuran Shell Dan Head

**1. Tebal Shell**

Digunakan bahan Stainless Steel SA-167, grade 3, tipe 304 dengan komposisi 18 % Cr dan 8 % Ni

Tekanan = 3,4 atm (49,98 psi)

Allowable stress = 18750 psi

Effisiensi Sambungan = 0,85

Faktor Korosi = 0,125 in

Jari-Jari Tangki = (3,4682/2)

= 1,7341 ft = 20,8092 in

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell} &= \frac{P \cdot r}{s \cdot I - 0,6 P} + c \\ &= \frac{(49,98) (20,8092)}{(18750 \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 49,98)} + 0,125 \\ &= 0,1904 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal shell = ¼ in (hal. 90 Brownell & Young)

**2. Tebal Head**

Dipilih head berbentuk Flanged and Dished Head (Tonspherical) yang sesuai digunakan untuk tekanan operasi 15-200 psig

Bahan konstruksi adalah Stainless Steel SA-167, grade 3, tipe 304

Tekanan = 3,4 atm (49,98 psi)

Allowale Stress = 18750 psi

Effisiensi Sambungan	= 0,85
Faktor Korosi	= 0,125 in
Jari-jari tangki	= 20,8092 in

$$\begin{aligned} \text{Tebal Head} &= \frac{0,885 \cdot P \cdot r}{s \cdot 1 - 0,1 P} + c \\ &= \frac{0,885 \cdot 49,98 \cdot 20,8092}{(18750 \cdot 0,85) - (0,1 \cdot 49,98)} + 0,125 \\ &= 0,1829 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 3/16 in

#### Ringkasan hasil perhitungan menara ekstraksi

1. Jenis Perforated Plate
2. Diameter Menara = 3,4682 ft ( 105,7107 cm )
3. Tinggi Menara = 12,492 ft ( 380,7582 cm )
4. Jumlah Tray = 7
5. Jarak antara Tray = 1,356 ft ( 41,3309 cm )
6. Ukuran Lubang pada Tray = 1/8 in
7. Jumlah Lubang tiap Tray = 3622
8. Luas Penampang Down Comer = 0,763 ft<sup>2</sup> ( 714,7031 cm<sup>2</sup> )
9. Diameter Down Comer = 1 ft ( 30,48 cm )



10. Tinggi Down Comer = 1 ft ( 30,48 cm )

