

**PRA RANCANGAN PABRIK METIL ETIL KETON (MEK)  
DARI SEKUNDER BUTIL ALKOHOL (SBA)**

*(Kapasitas : 10.000 Ton / Tahun)*



**TUGAS AKHIR**

*Sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan  
Pendidikan Sarjana (Program S-1) Teknik Industri  
Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar*

Disusun Oleh :

JAMALUDDIN	4598044031
SAMSUARTI	4598044049

**JURUSAN TEKNIK INDUSTRI  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS "45" MAKASSAR**

**2003**



## HALAMAN PENGESAHAN

Berdasarkan Surat keputusan Dekan Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar, Nomor : 214/SK-FT/U-45/VI/03 Tanggal 04 Juni 2003 tentang Panitia dan Penguji Tugas Akhir, maka :

Pada hari/Tanggal : Sabtu/07 Juni 2003

Tugas Akhir atas nama :

1). **Jamaluddin** 4598044031

2). **Samsuarti** 4598044049

**Judul : Pra Rancangan Pabrik Metil Etil Keton (MEK) Dari Sekunder Butil Alkohol (SBA), Kapasitas 10.000 Ton/Tahun**

Telah diterima dan disahkan oleh Panitia Ujian Skripsi Sarjana Negara Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar, setelah dipertahankan di depan penguji Skripsi Sarjana Negara untuk memenuhi salah satu syarat guna memperoleh gelar Sarjana jenjang Strata Satu (S-1) pada Fakultas Teknik (Program Studi Teknik Kimia), Universitas "45" Makassar.

### Pengawas Umum :

Ir. H. Darwis Panguriseng, M.Sc  
(Rektor Universitas "45" Makassar)

### Tim Penguji :

Ketua : Dr. Ir. Prastawa Budi

Sekretaris : Ir. Ridwan

Anggota : Ir. Zulman Wardi, M.Si

Ir. Irwan Sofia, M.Si

Al-Gazali, ST

Ex Officio : Prof. Dr. Ir. Tjodi Harlim

Ir. Abd. Hayat kasim, M.Si

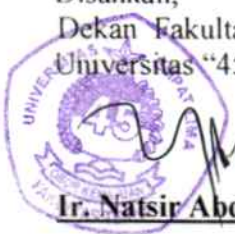
St. Mufidah, ST

Disahkan,  
Dekan Fakultas Teknik  
Universitas "45" Makassar

Ir. Natsir Abduh, M.Si

Mengetahui  
Ketua Jurusan Teknik Industri  
Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar

Ir. Ridwan



LEMBAR PENGESAHAN II



PRA RANCANGAN PABRIK METIL ETIL KETON (MEK)  
DARI SEKUNDER BUTIL ALKOHOL (SBA)  
(Kapasitas 10.000 Ton /Tahun)

DISUSUN OLEH :

1. JAMALUDDIN 4598044031
2. SAMSUARTI 4598044049

Telah Diperiksa dan Disetujui Oleh :

Pembimbing I

(Prof. Dr. If. Tjodi Harlim)

Pembimbing II

(Ir. Abdul Hayat Kasim, MT)

Pembimbing III

(St. Mufidah, ST)

Mengetahui :

Dekan Fakultas Teknik

Univ. "45" Makassar

(Ir. M. Natsir Abduh, MSi)

Ketua Jurusan

Teknik Industri

(Ir. Ridwan)



## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur kehadiran Allah SWT , karena hanya berkat rahmatNya penyusun dapat menyelesaikan tugas prarancangan pabrik ini.

Tugas ini merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan studi S1 dan untuk meraih gelar Sarjana Teknik pada Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada yang terhormat:

1. Bapak Ir. Darwis Panguriseng, MSi, selaku Rektor Universitas "45" Makassar.
2. Bapak Ir. M. Natsir Abduh, MSi, selaku Dekan Fakultas Teknik.
3. Bapak Ir. Ridwan, selaku Ketua Jurusan Teknik Industri.
4. Bapak Prof.Ir.Tjodi Harlim, selaku Pembimbing I.
5. Bapak Ir. Hayat Kasim, Msi., selaku Pembimbing II.
6. Ibu St.Mufidah,ST., selaku Pembimbing III.
7. Seluruh dosen dan karyawan di Jurusan Teknik Industri.
8. Orang Tua, saudara-saudara dan rekan-rekan yang telah memberikan bantuan moril dan materil serta doa yang tulus
9. Semua pihak yang telah membantu.

Penyusun berharap, hasil penyelesaian tugas ini dapat bermanfaat dan bernilai guna bagi semua pihak.

Makassar, Mei 2003

Penyusun

## DAFTAR ISI

halaman

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI.....	iv
INTISARI.....	v
I. PENDAHULUAN.....	I - 1
II. URAIAN PROSES.....	II - 1
III. NERACA MASSA.....	III - 1
IV. NERACA PANAS.....	IV - 1
V. SPESIFIKASI PERALATAN.....	V - 1
VI. PERENCANAAN PERALATAN UTAMA.....	VI - 1
VII. UTILITAS.....	VII - 1
VIII. INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	VIII - 1
IX. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	IX - 1
X. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	X - 1
XI. ANALISA EKONOMI.....	XI - 1
XII. KESIMPULAN.....	XII - 1
DAFTAR PUSTAKA	
Lampiran A Perhitungan Neraca Massa.....	A - 1
Lampiran B Perhitungan Neraca Panas.....	B - 1
Lampiran C Perhitungan Spesifikasi Alat.....	C - 1
Lampiran D Perhitungan Utilitas.....	D - 1
Lampiran E Perhitungan Analisa Ekonomi.....	E - 1

## INTISARI

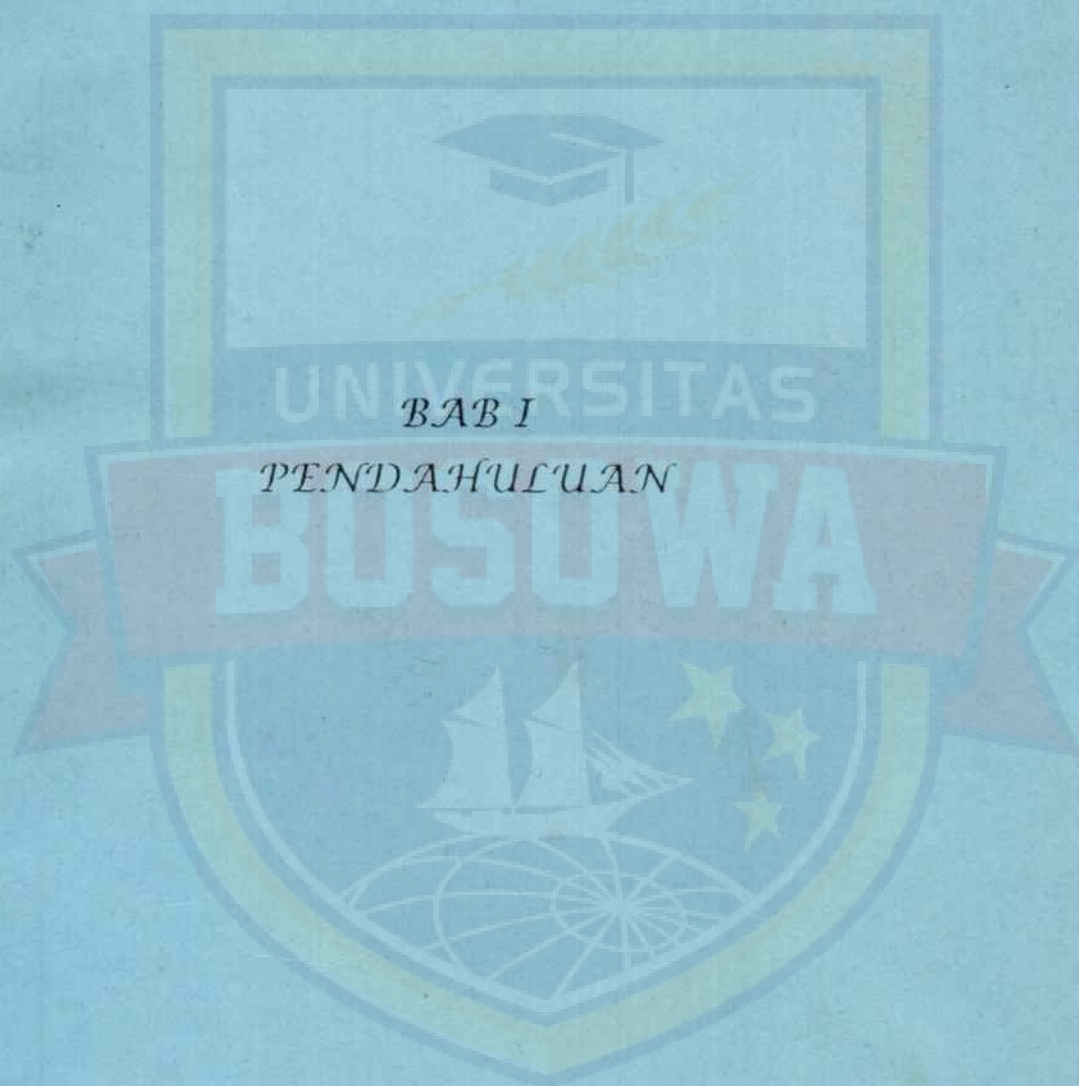
Pabrik Metil Etil Keton (MEK) direncanakan berproduksi dengan kapasitas 10.000 ton/tahun, dan beroperasi selama 300 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Sekunder Butil Alkohol (SBA) dengan kemurnian 99%, dan produk Metil Etil Keton yang dihasilkan juga mencapai kemurnian 99%.

Pembuatan MEK ini menggunakan cara dehidrogenasi, bahan baku SBA, yang dilaksanakan dalam Reaktor Multi Tube Fixed Bed Reaktor, dengan bantuan katalis Brass pada suhu 350-500°C pada tekanan atmosfer.

Perusahaan ini direncanakan menggunakan sistem organisasi garis dan staff yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama, dengan jumlah karyawan 176 orang. Bentuk perusahaan yang digunakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Lokasi pendirian pabrik direncanakan di Pulau Batam.

Hasil analisa terhadap aspek ekonomi diperoleh investasi pendirian pabrik Rp. 28.450.000.000, Biaya produksi/tahun Rp. 14.187.546.880, Laba bersih/ tahun Rp. 5.643.171.184, dan Break Event Point 39%.





*BAB I*

*PENDAHULUAN*

**BUSUWA**

## BAB I

### PENDAHULUAN

#### I.1. Latar Belakang Masalah

Metil etil keton (2-Butena, MEK),  $\text{CH}_3\text{COH}_2\text{CH}_3$  merupakan senyawa organik keton yang berupa cairan tak berwarna dan berbau seperti aseton.

Secara komersil metil etil keton digunakan sebagai pelarut dan bahan kimia intermediet. Umumnya metil etil keton dipertimbangkan lebih baik dari pada etil asetat khususnya sebagai pelarut yang mempunyai titik didih yang rendah untuk hitro selulosa, selulosa asetat butirat, etil selulosa, vinil asetat, vinil klorida dan lain sebagainya. Sebagai bahan kimia intermedie, metil etil keton juga banyak dipakai dalam industri zat warna, surfactant, farmasi, resin dan karet sintesis.

Kebutuhan metil etil keton (MEK) untuk konsumsi dalam negeri sampai saat ini belum terpenuhi, yang mana impor metil etil keton dari tahun ke tahun terus meningkat yang sebagian besar berasal dari Belanda, Jepang seperti yang terlihat pada tabel 1.1

Angka yang diperlihatkan pada tabel 1.1 diperkirakan akan terus meningkat. sehingga diperlukan usaha untuk menanggulangi kekurangan tersebut. Karena pembangunan pabrik metil etil keton ini akan sangat bermanfaat, disamping untuk memenuhi kebutuhan metil etil keton. Konsumsi dalam negeri juga menyerap banyak tenaga kerja.



Tabel 1.1 Impor metil etil keton di Indonesia

Tahun	Impor (ton)
1998	4.280
1999	6.197
2000	6.494
2001	7.156
2002	8.034

Metil etil keton secara komersil dapat dibuat dengan 2 cara yaitu dekomposisi hidroperoksida dan dehidrogenasi sekunder butil alkohol. Pada Pra-rancangan ini digunakan cara dehidrogenasi sekunder butil alkohol, yang mana prosesnya sederhana, kompersinya tinggi (95%). Bahan baku alkohol yang cukup murah. Reaksi berlangsung dalam multi tube fixed bed reaktor, dengan bantuan katalis pada suhu 350 - 500°C.

## 1.2. Sifat Fisik dan Kimia Bahan

No	Sifat Fisik/Kimia	MEK	SBA	2-Butena
1.	Berat molekul	72.107	74.123	74.123
2.	Titik beku (°C)	-86,7	-89,3	-114,7
3.	Titik lebur (°C)	79,6	117,7	99,5
4.	Tekanan kritis (bar)	535,6	562,9	536,0
5.	Volume kritis (m <sup>3</sup> /mol)	0,267	0,274	0,268
6.	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	805	810	807
7.	$\Delta H_v$ (J.mol)	31234	43124	40821
8.	$\Delta H_f$	-238,52	-274,86	-292,82
9.	Wujud	Cair	Cair	Cair

### **I.3. Penentuan Kapasitas Produksi**

Penentuan kebutuhan metil etil keton untuk keperluan dalam negeri masih diperoleh melalui impor. Karena diperlukan usaha untuk menanggulangi hal ini dengan mendirikan pabrik pembuatan metil etil keton. Sehingga ketergantungan kita terhadap negara lain dapat dikurangi. Pabrik metil etil keton ini direncanakan didirikan pada tahun 2005 dengan kapasitasn 10.000 ton/tahun.

Proses pembuatan metil etil keton ini berdasarkan reaksi dehidrogenasi sekunder butil alkohol dengan bantuan katalis brass. Proses ini dinilai cukup ekonomis, karena prosesnya sederhana, konversi reaksi yang tinggi dan harga bahan baku alkohol yang cukup murah.

### **I.4. Tujuan Pra-Rancangan**

Tujuan pra-rancangan ini adalah sebagai berikut :

1. Menerapkan disiplin ilmu teknik kimia yang didapat di bangku kuliah, terutama unit operasi dan unit proses.
2. Mempelajari cara merancang suatu pabrik dengan skala besar.

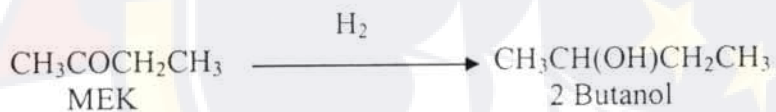
## BAB II

### PEMILIHAN PROSES

Metil Etil Keton (MEK) merupakan senyawa organik keton yang mempunyai rumus molekul  $\text{CH}_3\text{COCH}_2\text{CH}_3$ . Metil etil keton berat molekul 72,107, merupakan cairan yang tak berwarna dan berbau seperti aseton, dengan titik didih sebesar  $79,57^\circ\text{C}$  serta titik bekunya,  $-86,4^\circ\text{C}$  kelarutannya adalah sebesar 26,8% berat keton dalam air dan 12,5 berat air dalam keton.

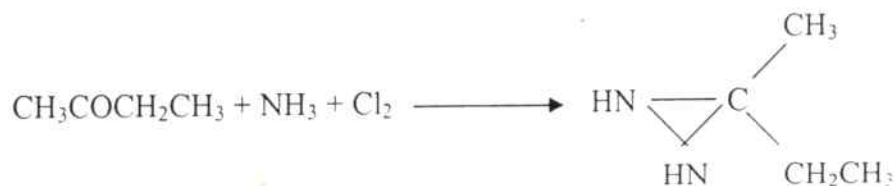
Metil etil keton dapat teroksidasi membentuk asam isobutirat. Pada reaksi ini produk utama terbentuk karena perpindahan gugusan alkil yang lebih kecil ke  $\alpha$ -carbon dari gugusan alkil yang lebih besar.

Metil etil keton dapat tereduksi membentuk 2 butanol, dengan reaksi :

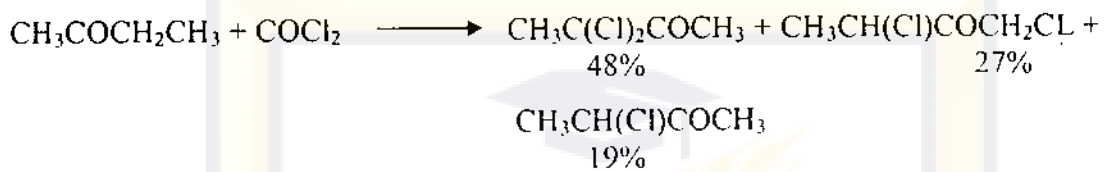


Seperti halnya senyawa alkanon lainnya, metil etil keton dapat bereaksi dengan  $\text{PX}_5$  (X merupakan ion halida) membentuk suatu general dihalida.

Dengan kehadiran klorin ( $\text{Cl}_2$ ), metil etil keton bereaksi dengan amonia ( $\text{NH}_3$ ) membentuk diazosiklo propane.



Klorinasi fase gas metil etil keton membentuk berbagai produk senyawa klor yang terdiri dari  $\text{CH}_3\text{CH}(\text{Cl})\text{COCH}_3$ ,  $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COCH}_2\text{Cl}$  dan  $\text{ClCH}_2\text{COCH}(\text{Cl})\text{CH}_3$  dengan fotoklorinasi menghasilkan 64%  $\text{CH}_3\text{COCH}(\text{Cl})\text{CH}_3$ . Sulfuril dan klorida merupakan zat yang efektif untuk diklorinasi keton :



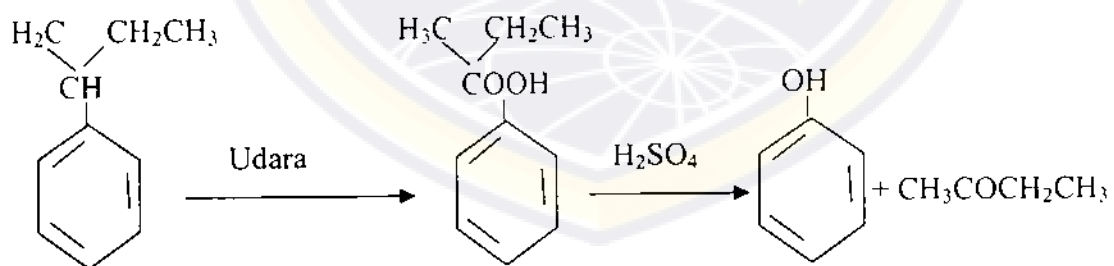
### II.1. Proses Pembuatan

Secara komersial metil etil keton dibuat dengan 2 cara yaitu :

1. Dekomposisi hidroperoksida dari sec-butyl benzena
2. Dehidrogenasi dari sec-butyl alkohol

ad.1.

Pada proses ini sec-butyl benzena dioksidasi dengan kehadiran udara membentuk hidroperoksida yang selanjutnya berdekomposisi membentuk satu mol fenol dan satu mole metil etil keton.



Reaksi ini berlangsung pada tekanan 5 atm dan suhu  $600\text{-}700^\circ\text{C}$  dengan konversi sekitar 86 – 90%.

ad.2.

Pada proses ini uap sekunder butil alkohol dilewatkan pada reaktor yang mengandung katalis bed pada suhu 350-500°C pada tekanan 1 atm, dengan konversi 95%.



Sec-Butil alkohol

Metil etil keton

Gas hasil reaksi kemudian dikondensasikan. Gas yang terkondensasi kemudian didistilasi untuk memperoleh produk metil etil keton.

## II.2. Pemilihan Proses

Pada pra rancangan pabrik metil etil keton ini dipakai cara yang kedua yaitu dehidrogenasi sec-butil alkohol dengan pertimbangan :

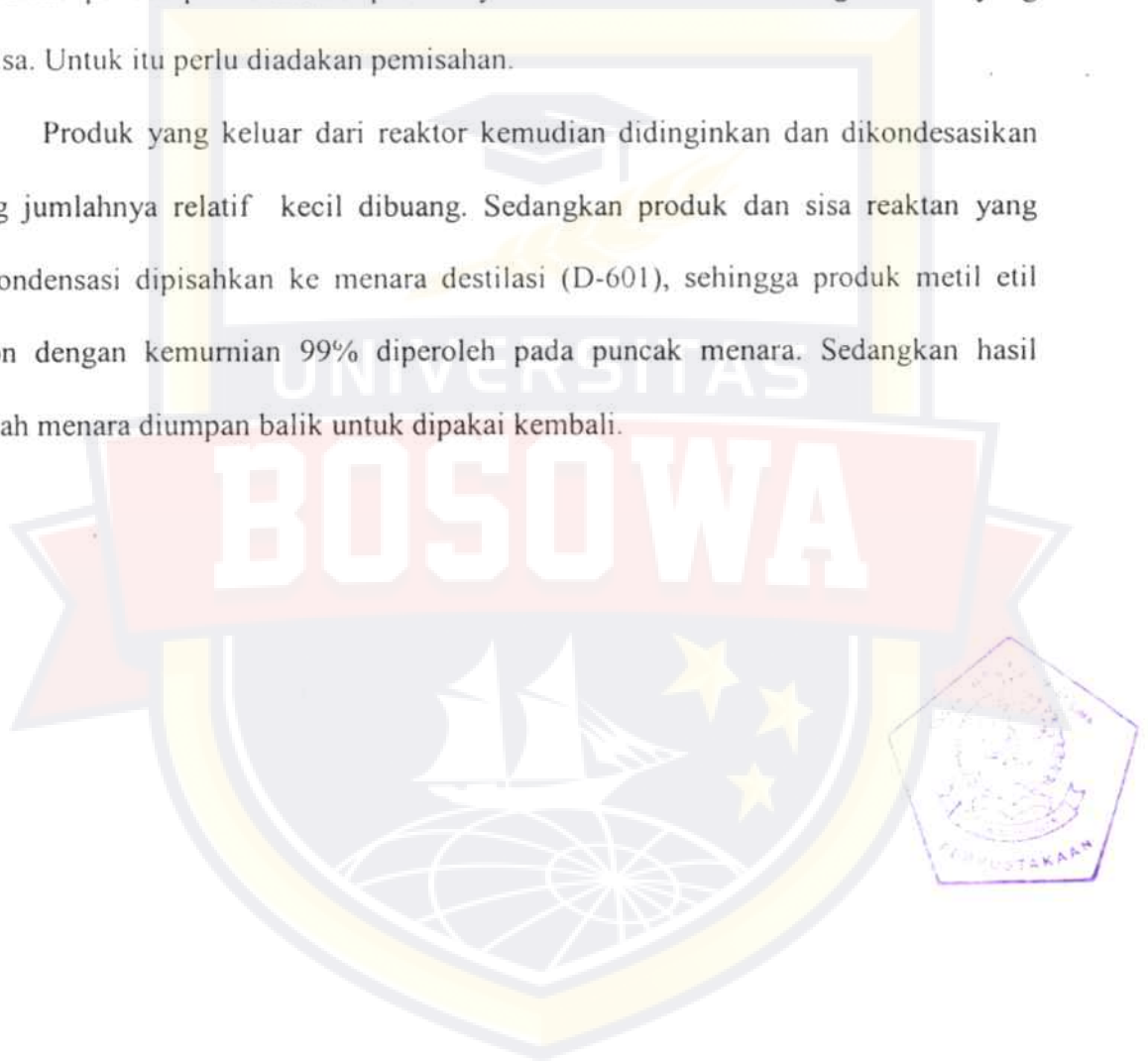
- Peralatan proses pengolahan yang sederhana
- Konversi reaksi yang cukup tinggi (95%)
- Bahan baku alkohol dan katalits yang cukup murah, serta tidak memerlukan bahan penolong lainnya, sehingga cukup bernilai ekonomis.

## II.3. Dekripsi Proses

Bahan baku alkohol yang berupa cairan bersama-sama alkohol dari umpan balik dipanaskan dengan preheater (E-130). Dari preheater kemudian umpan ini diuapkan dengan menggunakan vaporizer (V-250). Selanjutnya diadakan pemanasan lanjut dengan menggunakan superheater (E-370) sampai suhu 350°C sebelum dimasukkan ke dalam reaktor.

Pada reaktor (R-410) terjadi reaksi dehidrogenasi dari sec-butil alkohol tersebut dengan bantuan katalis brass. Reaktor yang dipakai untuk reaksi fase ini adalah multi tube fixed reaktor. Karena konversi tidak mencapai angka 100%, maka terjadilah pencampuran antara produk yaitu metil etil keton dengan SBA yang tersisa. Untuk itu perlu diadakan pemisahan.

Produk yang keluar dari reaktor kemudian didinginkan dan dikondensasikan yang jumlahnya relatif kecil dibuang. Sedangkan produk dan sisa reaktan yang terkondensasi dipisahkan ke menara destilasi (D-601), sehingga produk metil etil keton dengan kemurnian 99% diperoleh pada puncak menara. Sedangkan hasil bawah menara diumpun balik untuk dipakai kembali.





*BAB III*  
*NERACA MASSA*

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



### BAB III

#### NERACA MASSA TOTAL

SBA = Sekunder Butil Alkohol

MEK = Metil Etil Keton

#### Tangki Umpan (F-210)

Bahan Masuk	(kg/jam)	Bahan Keluar	(Kg/jam)
- Arus 1 SBA	1,492,8486	- Arus 3 SBA	1,551,3281
2-Butena	15,6700	2-Butena	15,6700
- Arus 2 SBA	58,4795		
<b>Total</b>	<b>1,566,9981</b>	<b>Total</b>	<b>1,566,9981</b>

#### Tangki Akumulasi

Bahan Masuk	(kg/jam)	Bahan Keluar	(Kg/jam)
- Arus 4 SBA	1,551,3281	- Arus 6 SBA	1,939,1601
2-Butena	15,6700	2-Butena	19,5875
- Arus 5 SBA	387,8320		
2-Butena	3,9175		
<b>Total</b>	<b>1,958,7476</b>	<b>Total</b>	<b>1,958,7476</b>



**Separator (H-360)**

Bahan Masuk	(kg/jam)	Bahan Keluar	(Kg/jam)
- Arus 7 SBA 2-Butena	1.939,1601 19,5875	- Arus 5 SBA 2-Butena - Arus 8 SBA 2-Butena	387,8320 3,9175 1.551,3281 15,6700
<b>Total</b>	<b>1.958,7476</b>	<b>Total</b>	<b>1.958,7476</b>

**Reaktor (R-410)**

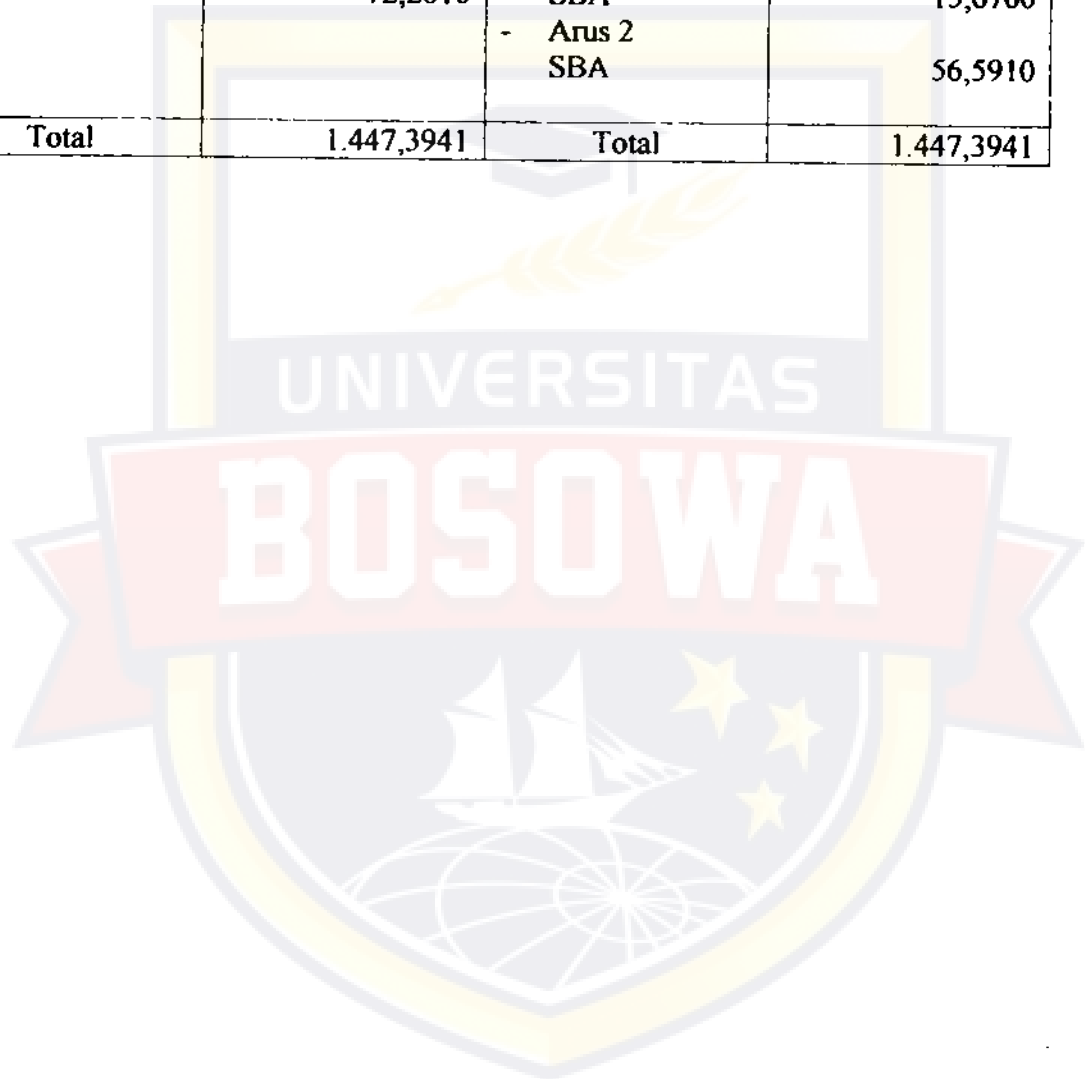
Bahan Masuk	(kg/jam)	Bahan Keluar	(Kg/jam)
- Arus 9 SBA 2-Butena	1.551,3281 15,6700	- Arus 10 MEK H <sub>2</sub> SBA 2-Butena	1433,6786 40,0813 77,5882 15,6700
<b>Total</b>	<b>1.566,9981</b>	<b>Total</b>	<b>1.566,9981</b>

**Separator - 2 (H-510)**

Bahan Masuk	(kg/jam)	Bahan Keluar	(Kg/jam)
- Arus 12 MEK H <sub>2</sub> SBA 2-Butena	1433,6786 40,0813 77,5682 15,6700	- Arus 14 MEK SBA - Arus 13 MEK SBA H <sub>2</sub> 2-Butena	1.375,1331 72,2610 58,5455 5,3072 40,0813 15,6700
<b>Total</b>	<b>1.566,9981</b>	<b>Total</b>	<b>1.566,9981</b>

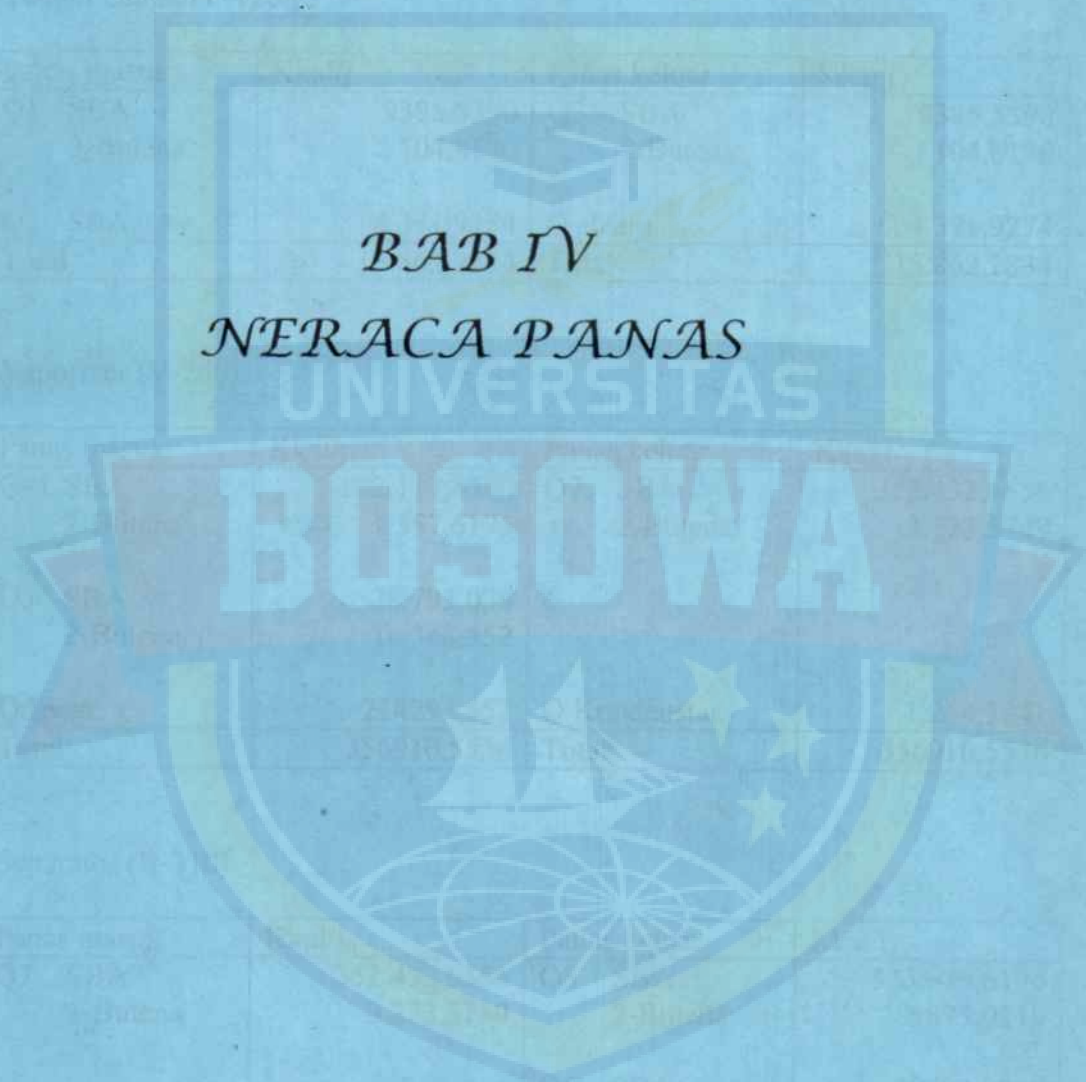
**Menara Destilasi (D-610)**

Bahan Masuk	(kg/jam)	Bahan Keluar	(Kg/jam)
- Arus 15 MEK SBA	1.375,1331 72,2610	- Arus 16 MEK SBA - Arus 2 SBA	1.375,1331 15,6700 56,5910
<b>Total</b>	<b>1.447,3941</b>	<b>Total</b>	<b>1.447,3941</b>



NERACA PANAS

*BAB IV*  
*NERACA PANAS*



## 4. Superheater (E-370)

Panas masuk	Kkal/j	Panas keluar	Kkal j
Q8 SBA 2-Butena	323.639,6196 2.875.0219	Q9 SBA 2-Butena	522480,4782 4527,9797
Q5 Reaktor	203357,2276	Q ke E-120	2863,4112
Total	529871,8691	Total	529871,8691

## 5. Reaktor (R-410)

Panas masuk	Kkal/j	Panas keluar	Kkal j
Q9 SBA 2-Butena	522480,4782 4527,9797	Q10 MEK SBA 2-Butena	507571,4381 31.330,9529 7.445,1374
Q stema Q reaksi	5947,8744 271450,4270	H <sub>2</sub>  Q reaktor	54.702,0033  203357,2776
Total	804.406,7593	Total	804.406,7593

## 6. Separator (H-510)

Panas masuk	Kkal/j	Panas keluar	Kkal j
Q12 MEK SBA 2-Butena H <sub>2</sub>	17.997,5514 1016,5527 431,7586 2.077,2134	Q14 MEK SBA  Q 13	17.691,7926 986,3988  2.844,8847
Total	21.523,0761	Total	21.523,0761

## 7. Heater (E-520)

Panas masuk	Kkal/j	Panas keluar	Kkal/j
Q14 MEK SBA	17.691,7926 986,3988	Q15 MEK SBA	69.295,5900 3876,0562
Dari Steam	54.493,4548		
Total	73.171,6462	Total	73.171,6462

## 8. Menara Destilasi (D-610)

Panas masuk	Kkal/j	Panas keluar	Kkal/j
Q15 MEK SBA	69.295,5900 3876,0562	Q16 MEK SBA	68.791,3190 733,7510
Q Rebolier	269207,5361	Q-2 SBA Q Condensor	4371,9274 268482,1849
Total	342.379,1823	Total	342.379,1823

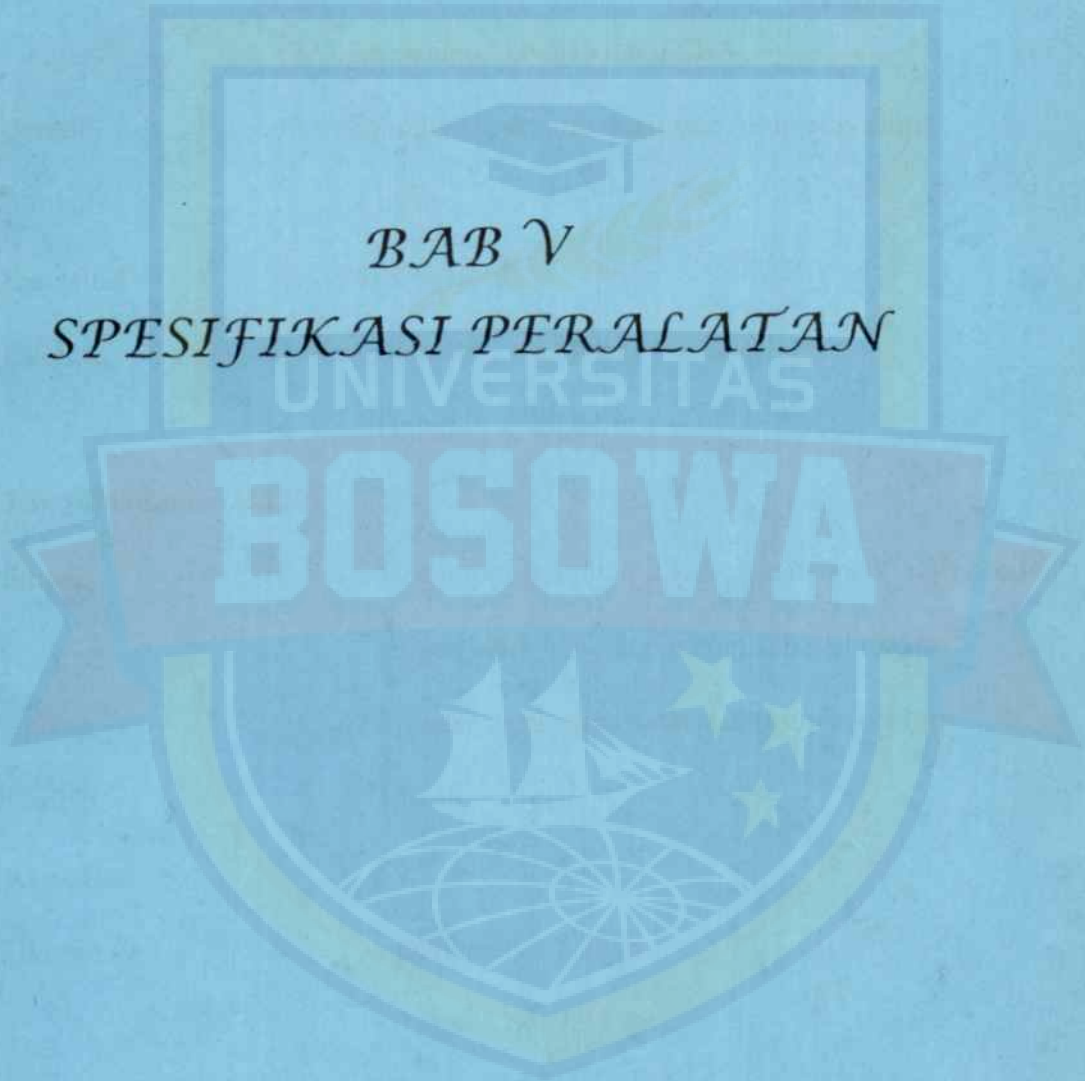
SPESIFIKASI PERALATAN

*BAB V*

*SPESIFIKASI PERALATAN*

**BOSOWA**

UNIVERSITAS



### 3. Preheater (E-130)

Fungsi : Memanaskan cairan alkohol sebelum dimasukkan ke vaporizer

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Jumlah : 1 buah

Pemanas : Gas hasil reaktor

Luas perpindahan panas : 56,23 ft<sup>2</sup>

Ukuran : a. Bagian shell

- Fluida = Gas hasil reaktor

- ID shell = 12 in

b. Bagian tube

- Fluida = cairan SBA

- OD = 1 in ; 10 Bwg

- Pitch = 1 9/16 triangular

- Jumlah = 32

### 4. Tangki Akumulasi (F-240)

Fungsi : Menampung cairan alkohol dari preheater dan separator sebelum diuapkan dalam vaporizer.

Bentuk : Silinder tegak, alas datar dan tutup atas ellips

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 81,05 m<sup>3</sup>

Ukuran : - Diameter = 3.19 m  
 - Tinggi = 10.38 m  
 - Tebal = 3.6 in

Bahan konstruksi : Carbon steel SA – 129 B

#### 5. Vaporizer (V-250)

Fungsi : Menguapkan cairan alkohol yang akan digunakan sebagai umpan reaktor

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Jumlah : 1 buah

Pemanas : Steam

Luas perpindahan panas : 6,64 m<sup>2</sup>

Ukuran : a. Bagian shell  
 - ID shell = 8 in  
 b. Bagian tube  
 - OD = 1/4 in  
 - Pitch = 1 in square  
 - Jumlah = 26  
 - Panjang = 4,27 m

Bahan konstruksi : Carbon steel



**6. Separator – 1 (H-310)**

Fungsi : Untuk memisahkan campuran uap dan cairan yang keluar dari vaporizer

Bentuk : Silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Ukuran : - Diameter = 0,61 m  
- Tinggi = 2,44 m

Umpan masuk pada ketinggian 0,59 m

Volume vessel : 1,53 m<sup>3</sup>

**7. Superheater (E-370)**

Fungsi : Memanaskan uap alkohol yang digunakan sebagai umpan reaktor

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Jumlah : 1 buah

Pemanas : Gas hasil reaktor

Luas perpindahan panas : 7,10 m<sup>2</sup>

Ukuran : a. Bagian shell  
- Fluida = Gas hasil reaktor  
- ID shell = 13 ¼ in  
b. Bagian tube  
- OD = 1 ¼ in : S Bwg  
- Pitch = 1 9/16 mangular

- Jumlah = 30
- Panjang = 2,44 m
- Passes = 2

Bahan konstruksi : Carbon steel

#### 8. Reaktor (R – 410)

Fungsi : Melaksanakan reaksi dehidrogenasi sec-butyl alkohol menjadi metil etil keton dengan bantuan brass

Jenis : Multi tube fixed bed reaktor

Jumlah : 1 buah

Shell : ID = 37 in

Tube : OD = 1 ½ in ; Bwg = 18  
Susunan tube = 1 7/8 triangular pitch

Katalis : Brass

Ukuran : - Diameter = 0,343 cm  
- Porositas = 0,4  
- Tinggi = 3,7 ft

Bahan konstruksi : Carbon steel

#### 9. Cooler (E-420)

Fungsi : Mendinginkan gas hasil reaktor sebelum dikondensasikan

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Jumlah : 1 buah

- Ukuran : a. Bagian shell
- ID shell = 10 in
- b. Bagian tube
- OD =  $\frac{3}{4}$  in ; 16 Bwg
  - Pitch = 15/16 triangular
  - Jumlah = 56
  - Panjang = 8 ft
  - Passes = 2

Bahan konstruksi : Carbon steel

#### 10. Condensor Parsial (E-430)

- Fungsi : Mengembungkan gas hasil reaktor sebelum dikondensasikan
- Jenis : Shell and tube heat exchanger
- Jumlah : 1 buah
- Pendingin : Air pendingin
- Luas perpindahan panas :  $94,23 \text{ m}^3$
- Ukuran : a. Bagian shell
- ID shell = 10 in
- b. Bagian tube
- OD =  $\frac{3}{4}$  in ; 18 Bwg
  - Pitch = 1 in triangular
  - Jumlah = 40

- Panjang = 12 m

- Passes = 4

Bahan konstruksi : Carbon steel

### 11. Separator – 2 (H-510)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran uap dan cairan yang keluar dari condensor parsial

Bentuk : Silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Ukuran : - Diameter = 0,3048 m  
- Tinggi = 1,52 m

Umpan masuk pada ketinggian 1,43 m

Volume vessel : 0,01 m<sup>3</sup>

### 12. Pemanas umpan destilasi (E-520)

Fungsi : Memanaskan campuran MEK dan sisa SBA hingga titik didih sebelum dimasukkan dalam menara destilasi

Jenis : Double pipe heat exchanger

Jumlah : 1 buah

Pemanas : steam

Luas perpindahan panas : 0,66 m<sup>2</sup>

Jumlah hairpin : 12,3048 m (1 ft)

Panjang pipa : 2,44 m

Bahan konstruksi : Carbon steel

**13. Menara destilasi (D-610)**

Fungsi : Untuk memurnikan produk hingga mencapai kemurnian 99%

Jenis : Sieve tray tower

Jumlah : 1 buah

Dimensi : - Diameter = 2,2 ft  
 - Tinggi = 45,7 ft  
 - Tebal = 3/16 in

- Jumlah plate = 32

- Lokasi feed plate ke 7

Sieve tray : - Susunan lubang = 0.7 in triangular pitch

- Jumlah lubang = 1.117 buah

- Tray spacing = 18 in

- Luas tray = 3,04 ft<sup>2</sup>

- Tinggi weir = 1,5 in

- Panjang weir = 1,54 ft = 8,48 in

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 183 grade C

**14. Condensor destilasi (E-630)**

Fungsi : Mengembunkan uap MEK dan SBA dari menara destilasi

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Jumlah : 1 buah

Pendingin : Air pendingin

Luas perpindahan panas : 11,96 ft<sup>2</sup>

Ukuran : a. Bagian shell

- ID shell = 12 in

b. Bagian tube

- OD = 3/4 in : 16 Bwg

- Pitch = 1 triangular

- Jumlah = 82

- Panjang = 6 ft (2,44 m)

- Passes = 2

Bahan konstruksi : Carbon steel

### 15. Tangki Refluks (F-640)

Fungsi : Untuk menampung cairan yang keluar dari condensor destilasi

Bentuk : Silinder horisontal, dengan tutup kiri dan kanan ellips

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1,0867 m<sup>3</sup>

Ukuran : - Diameter = 0,6023 m  
 - Panjang = 3,9150 m  
 - Tebal = 3,16 in  $\approx 4,76 \times 10^{-3}$  m

Bahan konstruksi : Carbon steel SA - 129 B

**16. Reboiler (E-620)**

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah dari menara destilasi.

Jenis : Kettle reboiler

Jumlah : 1 buah

Pemanas : Steam

Luas perpindahan panas :  $11,96 \text{ m}^2$

Ukuran : a. Bagian shell

- ID shell = 8 in circular bundle dalam 12,8

b. Bagian tube

- OD =  $3/4$  in ; 16 Bwg

- Pitch =  $15/16$  triangular

- Jumlah = 32

- Panjang = 12 ft

- Passes = 2

Bahan konstruksi : Carbon steel

**17. Tangki Produk (F-650)**

Fungsi : Menampung menyimpan produk metil etil keton

Bentuk : Silinder horisontal, dengan tutup kiri dan kanan ellips

Jumlah : 4 buah


Kapasitas :  $1,0867 \text{ m}^3$

Ukuran : - Diameter = 0,6023 m  
- Panjang = 3,9150 m  
- Tebal =  $3/16 \text{ in} \approx 4,76 \times 10^{-3} \text{ m}$

Bahan konstruksi : Carbon steel SA - 128 B







*BAB VI*

*PERENCANAAN ALAT UTAMA*

UNIVERSITAS

**BOSOWA**

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA



Nama alat	= Reaktor
Jenis Reaktor	= Fixed Bed Multitubular
Fungsi	= Tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi SBA menjadi MEK
Katalis	= Zinc asetat granular

Alasan pemilihan reaktor fixed bed adalah mengingat dari sistem kerja reaktor ini dan ditinjau dari bentuk katalis yang digunakan, maka fixed bed adalah alat yang layak digunakan pada operasi ini.

Dengan reaksi :



Reaksi ini merupakan orde satu dan konstanta kecepatan reaksi adalah 0.421/detik dijalankan secara eksotermis pada suhu 350°C dengan laju reaksi:

$$-r_A = K.C_A$$

#### 1. Perhitungan Katalis

- Menghitung berat katalis

Dari persamaan R-15 J.Smith "Chemical Engineering Kenetik" hal. 599

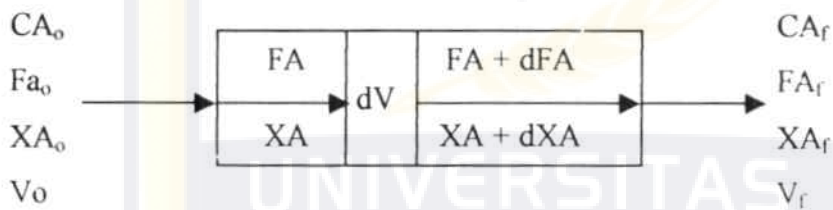
$$\frac{W}{F} = \int \frac{dx}{-r_A}$$

Dimana :  $W$  = Berat katalis

$F$  = Laju aliran massa, kg mol/jam

$dx$  = konversi

$-r_A$  = kecepatan reaksi



- Neraca massa

In = Out + zat pereaksi yang hilang karena reaksi + ACC

$$FA = FA + dFA - (-r_A) dv + 0$$

$$FA = FA_o(1 - XA)$$

$$dFA = dFA_o - dFA_o XA$$

$$dFA = 0 - dFA_o XA$$

$$dFA = -FA_o dXA$$

Jadi :

$$FA = FA - FA_o dXA + (-r_A) dv$$

$$FA_o dXA = (-r_A) dv$$

$$\frac{dv}{FA_o} = \frac{dXA}{-r_A}$$

$$\int_0^V \frac{dV}{FA_0} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\frac{X_A}{FA_0} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

Jika  $V$  = volume reaktor,  $m^3$

$FA_0$  = Laju alir massa, kg mol/jam

Analog dengan persamaan plug flow reaktor dan asumsi reaktor fixed bed juga terjadi aliran plug flow yaitu:

$$\frac{W}{FA_0} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \quad \dots \dots \dots (8-22, \text{Warniyati})$$

Jadi volume reaktor =  $W/\rho$

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan panas dapat diketahui:

Beban panas reaktor =  $Q = 354491,5008 \text{ Kkal}$

Laju alir massa =  $W = 1566,9981 \text{ kg/jam}$

Laju alir massa fluida dingin =  $w = 29040,2824 \text{ kg/jam}$

$$FA_0 (\text{SBA}) = \frac{1551,3281 \text{ kg/jam}}{74 \text{ kg/kg mol}}$$

$$= 20,9639 \text{ kg mol/jam}$$

$$\frac{W}{FA_0} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\int_0^W dw = \int_{X_A}^{X_A} F \frac{X_A}{(-r_A)}$$

$$W = F \int_{X_A}^{X_A} F \frac{X_A}{(-r_A)}$$

$$\frac{W}{F} = \int_0^{0,90} \frac{dX_A}{K \cdot C_{A_0} (1 - X_A)}$$

$$\frac{W}{F} = \frac{1}{K \cdot C_{A_0}} \int \frac{dx_A}{(1 - x_A)}$$

$$\frac{W}{F} = \frac{1}{K \cdot C_{A_0}} \cdot (-\ln(1 - 0,90) - (\ln 1))$$

$$\frac{W}{20,9639} = \frac{1}{0,421 \times 8,6227} (-\ln 0,05) - (\ln 1)$$

$$W = 17,3 \text{ kg}$$

Menghitung Volume Katalis

$$V = \frac{W}{P}$$

Dimana W berat katalis

P = Densitas bulk  $\approx 38 \text{ lb/cuft}$

= 0,5449 kg/ltr

Maka :

$$V = \frac{17,3 \text{ kg}}{0,5449 \text{ kg/ltr}}$$

$$= 31,7489$$

Dirancang tube dengan spesifikasi

Diameter luar OD =  $\frac{1}{2}$  in

BWG = 16

Diameter dalam ID = 0,370

$a_0$  = 0,1309

$a_1$  = 0,1076

Pitch triangular,  $P_t = 15/16$  in

Panjang = 16 ft

Tinggi katalisator = 14 ft

- Volume katalisator tiap tube,  $V_t$

$$= \frac{a' t \times L}{144}$$

$$= \frac{0,1076 \times 14}{144} = 0,0104 \text{ ft}^3$$

- Jumlah tube,  $N_t$

$$= \frac{\text{Volume katalisator}}{V_t}$$

$$= \frac{1,0669 \text{ ft}^3}{0,0104 \text{ ft}^3}$$

$$= 108 \text{ buah}$$

Digunakan jumlah tube sebanyak 56 buah yang disusun triangular

$P_T = 15/16$  in

$C' = P_T - OD$

$$= 0,9375 - 0,5$$

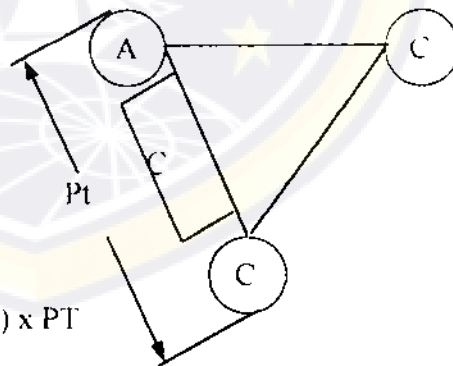
$$= 0,4375 \text{ in}$$

Luas segitiga ABC =  $\frac{1}{2} (P_T \sin 60) \times P_T$

$$= \frac{1}{2} (15/16 \sin 60) \times 15/16$$

$$= 0,38058 \text{ in}^2$$

$$= 0,0026 \text{ ft}^2$$



Setiap luas segitiga mewakili  $\frac{1}{3}$  luas satu pipa maka luas seluruh pipa (A)

$$= 2 \times 103 \times 0,0026$$

$$= 0,5356$$

Dimana  $A = 14 \pi D^2$

$$ID = \left( \frac{4.A}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$= \left( \frac{4 \cdot 0,5356}{3,14} \right)^{1/2} = 0,8260$$

## 2. Perhitungan tebal tube sheet

Konstruksi tube sheet dipakai dalam bahasa SA-167 grade 10 type 310 dengan tegangan maksimum yang diizinkan  $F = 17200$  psi (Appendix D Brownell and Young)

Tebal tube sheet :

$$F = 0,5 \cdot FG (p.s)^{0,3}$$

$$S = 17200 \text{ Psi (allowable working stress)}$$

$P =$  Tekanan desain

$$= 1,1 \times \text{tekanan operasi}$$

$$= 1,1 \times 1,2$$

$$= 1,32$$

$$= 19,04 \text{ Psi}$$

$$G = \text{Diameter dalam shell} = 0,8260 \text{ ft} = 9,9120 \text{ in}$$

$F =$  konstanta untuk fixed bed = 1 (standar fig R7-15)

Maka :

$$F = 0,5 \times 1 \times 9,9120 \times (19,04 / 17200)^{0,3}$$

$$= 0,6432 \text{ in}$$

Dipakai tebal tube sheet sebesar  $\frac{1}{2}$  in

### 3. Perhitungan tebal shell. (dinding) reaktor

Tebal sheet dihitung dengan menggunakan 3-16 Brownell and Young hal 45 sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \cdot d}{2F \cdot E} + C$$

Dimana :

$t_s$  = tebal shell (in)

$P$  = Tekanan desain (Psi)

$d$  = diameter dalam shell = 0,8260 ft = 9,9120 in

$F$  = tekanan yang diizinkan dari bahan konstruksi, Psi

$E$  = Faktor penyambung

$C$  = faktor korosi = 0,125

Bahan konstruksi untuk shell digunakan high allow shell SA 167 type 304 Grade 310 dengan nilai 17200 Psi (Appendix D hal 342 Brownell and Young) Faktor sambungan tipe double welded but koint,  $E = 80\%$  tekanan hidrostatik air pendingin ( $P_h$ ) :

$$P_h = \frac{P_{air} \times L_{pipa}}{144}$$

$$= \frac{63,43 \text{ lb/ft} \times 16 \text{ ft}}{144}$$

$$= 7,0477 \text{ Psi}$$



Tekanan desain = P operasi + P hidrostatik

$$= 17,64 + 7,0477$$

$$= 24,6877 \text{ Psi}$$

Maka :

$$t_s = \frac{24,6877 \text{ Psi} \times 9,9120 \text{ in}}{2 \times 17200 \times 0,80} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,134 \text{ in}$$

$$\text{dipakai } t_s = \frac{3}{16} \text{ in}$$

#### 4. Perhitungan tebal tutup

Tebal tutup dihitung dengan perhitungan (menggunakan) persamaan 7-88

Brownell and Young untuk tutup tipe hemispherical

$$t_s = \frac{P \cdot d_i}{2FE - 0,4P}$$

Dimana :

$t_s$  = tebal tutup, in

$P$  = Tekanan desain, psi

$F$  = Tegangan yang diizinkan dari bahan konstruksi, psi

$E$  = Factor penyambung

$C$  = Faktor korosi

Konstruksi untuk tutup reaktor atas dan bawah sama dengan area shell (dinding)

maka :

$$t_s = \frac{25,4438 \text{ psi} \times 9,9120 \text{ in}}{(2 \times 17200 \times 0,80) - (0,4 \times 25,4428) \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1345 \text{ in}$$

Digunakan tebal tutup standar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ . Kedua tutup ditetapkan sama tebalnya, karena hemispherical head maka jari-jari tutup (TH)

$$TH = 0,5 \times ID \text{ shell}$$

$$= 0,5 \times 9,9120$$

$$= 4,956$$

Tidak ada IIC (inside crow radius) dan Sf (faktor sambungan) = 0 maka tinggi tutup ( $h_i$ )

$$h_i = t_{H1} + sf + t_s$$

$$= 4,956 + 0 + 0,1875$$

$$= 5,1435 \text{ in}$$

$$= 0,4286$$

jadi tinggi reaktor total (H)

$$= L + 2h_i$$

$$= 16 + 2(0,4286)$$

$$= 16,8572 \text{ ft} = 5,14 \text{ m}$$

##### 5. Perancangan lubang (nozzle)

Nozzle yang akan dirancang antara lain

1. Lubang pemasukan reaktan (feed)
2. Lubang pengeluaran produk

### 3. Lubang pemasukan dan pengeluaran air pendingin

#### a. Ukuran Nozzle

##### 1. Nozzle pemasukan reaktan

Dari perhitungan neraca massa diketahui komposisi umpan reaktor

Laju alir massa,  $n = 1566,9981 \text{ kg/jam}$

$$= 3453,6638 \text{ lb/jam}$$

Densitas campuran gas ( $\rho$ )

$$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_2}{T_1} \times \frac{P_1}{P_2}$$

BM campuran gas

$$= \sum X_i \cdot BM_i$$

$$= (0,95 \times 74) + (0,05 \times 72)$$

$$= 73,9 \text{ lb/lb mol}$$

V adalah volume gas ideal pada kondisi STP (1 atm = 25°C) sebesar 22,4 l/g

$$\text{mol} = 359 \text{ ft}^3 / \text{lb mol}$$

Viskositas gas  $\mu = 0,008 \text{ lb/jam ft}$

$$= 0,22 \cdot 10^{-6} \text{ lb/ft.dtk}$$

Maka :

$$\rho = \frac{73,9 \text{ lb/lb mol}}{359 \text{ ft}^3 / \text{lb mol}} \times \frac{870^\circ \text{R}}{432^\circ \text{R}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{17,64 \text{ psi}}$$

$$= 0,2058 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir volumetric gas,  $Q =$

$$= \frac{M}{P}$$

$$= \frac{3453,6638 \text{ lb/lb mol}}{0,2002 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 16781,6511 \text{ ft}^3/\text{jam} = 4,6616 \text{ ft/dtk.}$$

Diameter optimum pipa dinding dan menggunakan pers. 15 Perrys hal 496 untuk aliran turbulen ( $N_{re} > 2100$ )

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times QP^{0,45} \times P^{0,13} \\ &= 3,9 \times 18,4419^{0,45} \times (0,2002)^{0,13} \\ &= 603242 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 6-6 Perrys edisi 6 hal 44 dipilih pipa standar dengan spesifikasi :

Nominal pipa size, Nps = 6 in

Schedule = 40 st

Diameter luas, OD = 6,625 in

Diameter dalam, ID = 6,065 in

Luas penampang dalam, A = 0,2006 ft<sup>2</sup>

Uji bilangan Reynold ( $N_{Re}$ )

$$N_{Re} = \frac{P \times V \cdot D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{4,6116}{0,2006 \text{ ft}^2}$$

$$= 23.28 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$NRe = \frac{0,2058 \text{ lb/ft}^3 \times 23,2383 \text{ ft/dtk} \times 0,5054 \text{ ft}}{2,22 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}}$$

$$= 1088795,48$$

$NRe > 2100$ , maka asumsi aliran turbulen memenuhi.

2. Nozzle pengeluaran produk

Komposisi produk keluar reaktor

Laju alir massa,  $n = 1566,9981 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran gas ( $\rho$ )

BM campuran gas

$$= \sum X_i \cdot BM_i$$

$$= (0,95 \times 74) + (0,05 \times 72)$$

$$= 73,9 \text{ lb/lb mol}$$

V adalah volume gas ideal pada kondisi STP (1 atm = 25°C) sebesar 22,4 l/g

$$\text{mol} = 359 \text{ ft}^3 / \text{lb mol}$$

Viskositas gas  $\mu = 0,008 \text{ lb/jam ft}$

$$= 0,22 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}$$

Maka :

$$\rho = \frac{73,9 \text{ lb/lb mol}}{359 \text{ ft}^3 / \text{lb mol}} \times \frac{870^\circ \text{R}}{432^\circ \text{R}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{17,64 \text{ psi}}$$

$$0,2058 \text{ lb ft}^3$$

Laju alir volumetric gas, Q

$$= \frac{M}{P}$$

$$= \frac{3453,6638 \text{ lb/lb mol}}{0,2002 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 16781,6511 \text{ ft}^3/\text{jam} = 4,6616 \text{ ft/dtk.}$$

Diameter optimum pipa dinding dan menggunakan pers. 15 Perrys hal 496 untuk aliran turbulen ( $N_{re} > 2100$ )

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times Q P^{0,45} \times P^{0,13} \\ &= 3,9 \times 18,4419^{0,45} \times (0,2002)^{0,13} \\ &= 603242 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 6-6 Perrys edisi 6 hal 44 dipilih pipa standar dengan spesifikasi :

Nominal pipa size, Nps = 6 in

Schedule = 40 st

Diameter luas, OD = 6.625 in

Diameter dalam, ID = 6,065 in

Luas penampang dalam, A = 0.2006 ft<sup>2</sup>

Uji bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{P \times V.D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{4,6116}{0,2006 \text{ ft}^2}$$

$$= 23,28 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$\text{NRe} = \frac{0,2058 \text{ lb/ft}^3 \times 23,2383 \text{ ft/dtk} \times 0,5054 \text{ ft}}{2,22 \cdot 10^{-6} \text{ lb/ft} \cdot \text{dtk}}$$

$$= 1088795,48$$

NRe > 2100, maka asumsi aliran turbulen memenuhi.

### 3. Nozzle pemasukan dan pengeluaran air dingin

Dari hasil perhitungan neraca panas diketahui :

Laju alir massa,  $m = 86058,2775 \text{ kg/jam} = 189672,4436 \text{ lb} \cdot \text{jam}$

Densitas air pendingin,  $\rho = 62,43 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas air pendingin,  $\mu = 1,573 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft} = 4,3694 \cdot 10^{-4} \text{ lb} \cdot \text{ft} \cdot \text{dtk}$

Laju alir volumetric =

$$Q_p = \frac{M}{\rho}$$

$$= \frac{189672,4436}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 3038,1618 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,8439 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Diameter optimum pipa ( $D_1$ ) dihitung dengan menggunakan persamaan 15

Peter hal 496 untuk aliran turbulen ( $\text{Nre} > 2100$ )

$$\begin{aligned}
 Di &= 3,9 \times Qp^{0,45} \times P^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,8439)^{0,45} \times (62,43)^{0,13} \\
 &= 6,1845 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 6-6 Perrys edisi 6 hal 44 dipilih pipa standar dengan spesifikasi :

Nominal pipa size, Nps	= 6 in
Schedule	= 40 sch
Diameter luar, OD	= 6.625 in
Diameter dalam, ID	= 6,065 in = 0,5054 ft
Luas penampang dalam, A	= 0.2006 ft <sup>2</sup>

Uji bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{P \times V \cdot D}{\mu}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,84397 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,2006 \text{ ft}^2} \\
 &= 4,2068 \text{ ft/dtk}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$NRe = \frac{62,43 \text{ lb/ft}^{30} \times 4,2068 \text{ ft/dtk} \times 0,5054 \text{ ft}}{4,3694 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft} \cdot \text{dtk}}$$

$$= 303785.3501$$

NRe > 2100, maka asumsi aliran turbulen memenuhi.



#### 4. Nozzle Pengeluaran Katalis

Letaknya dibagian bawah reaktor dan ditetapkan digunakan pipa standar dengan spesifikasi (Appendix K. Brownel & Young)

Nominal pipe size, Nps = 10 in

Schedule = 40 sch

Diameter luar, OD = 12,75 in

Diameter dalam, ID = 12,000 in

Luas penampang dalam, A = 113,1 ft<sup>2</sup>

#### b. Ukuran flange

##### 1. Flange untuk pipa pemasukan reaktor

Bahan konstruksi untuk baut dan flange adalah high alloy steel SA 193 grade B8t tipe 321 dengan stress yang diizinkan 14832 psi.

Diketahui nominal pipe size, Nps = 24 in. maka didapat :

##### Baut

1. Diameter baut = 1 ¼ in (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
2. Diameter lingkaran = 29 ½ (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
3. Jumlah lubang = 20 buah (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
4. Diameter lubang = 1 5/8 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
5. Luas baut = 0,890 in<sup>2</sup> (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)
6. Jarak radial m (R) = 1 ¼ in (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)
7. Jarak ke tepi (E) = 1 ¼ (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)
8. Jari-jari filled (r) = 9.16 in (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)

## Flange

1. Diameter luar (A) = 32 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
2. Tebal minimum (r) = 1 7 8 (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
3. OD Permukaan (R) = 27 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
4. Panjang = 6 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
5. ID dinding pipa (B) = 23,25 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
6. Berat = 26016 (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)

## Gasket

1. Bahan konstruksi = Asbeston
2. Diameter dalam = 24 in
3. Tebal = 1 1/16 THICK

Dari fig. 12,11 Brownell & Young diperoleh

m (faktor gesekan) = 2,75

Y (Stress desain minimum) = 3700 psi

P (internal pressure) = 14,7 psi

Didapat :

$$\begin{aligned}
 do/di &= \left[ \frac{(y - pm)}{y - p(m + 1)} \right]^{0.5} \quad \text{pers. 12,2 Brownell \& Young} \\
 &= \left[ \frac{(3700 - (14,7 \times 2,75))}{3700 - 14,7(2,75 + 1)} \right]^{0.5} \\
 &= 1,0020
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o &= 1,0020 (d_i) \\ &= 1,0020 (24) \\ &= 24,0480 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum, m

$$\begin{aligned} &= \frac{(d_o - d_i)}{2} \\ &= \frac{(24,0480 - 24)}{2} \\ &= 0,024 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter gasket rata-rata

$$\begin{aligned} &= d_i + \text{lebar gasket minimum} \\ &= 24 + 0,024 \\ &= 24,024 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2. Flange untuk pipa pengeluaran produk

Bahan konstruksi untuk baut dan flange adalah high alloy steel 5A-193 grade B8t tipe 34 dengan stress yang diizinkan 14832 psi.

Diketahui nominal pipa size. Nps 24 in maka didapat :

### 1. Baut

1. Diameter baut = 1 1/4 in (fig. 12,2 Brownell & Young hal.221)
2. Diameter lingkaran = 29 1/2 in (fig. 12,2 Brownell & Young hal.221)
3. Jumlah lubang = 20 buah (fig. 12,2 Brownell & Young hal.221)
4. Diameter lubang = 1 5/8 (fig. 12,2 Brownell & Young hal.221)
5. Luas baut = 0,890 in<sup>2</sup> (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)

6. Jarak radial min (R) = 1 3/4 in (fig.10.4 Brownell & Young hal.188)
7. Jarak ke tepi (E) = 1 1/4 (fig. 10,4 Brownell & Young hal 188)
8. Jari-jari filled (r) = 9/16 (fig. 10,4 Brownell & Young hal. 188)

## 2. Flange

1. Diameter luar (A) = 32 in
2. Tebal minimum (r) = 1 7/8
3. OD permukaan (R) = 27 1/4 in
4. Diameter poros pada titik pengelasan = 24 in
5. Panjang (L) = 6 in
6. ID dinding pipa (B) = 23,25 in
7. Berat = 260 lb

## Gasket

1. Bahan konstruksi = Asbeston
2. Diameter dalam = 2,375 in
3. Tebal = 1/16 THICK

Dari fig 12,11 Brownell and Young diperoleh :

$$m \text{ (factor gasket)} = 2,75$$

$$y \text{ (stress desain minimum)} = 14,7 \text{ psi}$$

Didapat :

$$d_o/d_i = \left[ \frac{(y - pm)}{y - p(m + 1)} \right]^{0.5} \quad \text{pers. 12,2 Brownell \& Young}$$

$$= \left[ \frac{(3700 - (14,7 \times 2,75))}{3700 - 14,7(2,75 + 1)} \right]^{0,5}$$

$$= 1,0020$$

$$d_o = 1,0020 (d_i)$$

$$= 1,0020 (2,375)$$

$$= 2,3798 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum, m

$$= \frac{(d_o - d_i)}{2}$$

$$= \frac{(2,3798 - 2,375)}{2}$$

$$= 0,024 \text{ in}$$

### 3. Flange untuk pipa pengeluaran katalis

Bahan konstruksi untuk baut dan flange adalah high alloy steel SA-193 grade B8t tipe 321 dengan stress yang diizinkan 14832 psi.

Diketahui nominal pipa size, Nps 24 in maka didapat :

#### 1. Baut

1. Diameter baut = 7/8 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal.221)
2. Diameter lingkaran = 14 1/4 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal.221)
3. Jumlah lubang = 12 buah (fig. 12.2 Brownell & Young hal.221)
4. Diameter lubang = 1 in (fig. 12.2 Brownell & Young hal.221)
5. Luas baut = 0,419 in<sup>2</sup> (fig. 12.2 Brownell & Young hal. 221)
6. Jarak ke tepi (E) = 15 1/6 (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)

7. Jari-jari filled ( $r$ ) = 3.18 (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)
8. Jarak radial min ( $R$ ) = 11/4 in (fig. 10.4 Brownell & Young hal. 188)

## 2. Flange

1. Diameter luar ( $A$ ) = 16 in
2. Tebal minimum ( $r$ ) = 1 3.16
3. OD permukaan ( $R$ ) = 12 3/4 in
4. Diameter poros pada titik pengelasan ( $A$ ) = 10,75 in
5. Panjang ( $L$ ) = 4 in
6. ID dinding pipa ( $B$ ) = 10,02 in
7. Berat = 52 lb

## Gasket

1. Bahan konstruksi = Asbeston
2. Diameter dalam = 12,75 in
3. Tebal = 1/16 THCK

Dari fig 12,11 Brownell and Young diperoleh :

- $m$  (factor gasket) = 2,75
- $y$  (stress desain minimum) = 3700 psi
- $p$  (internal pressure) = 14,7 psi

Didapat :

$$d_o/d_i = \left[ \frac{(y - pm)}{y - p(m + 1)} \right]^{0.5} \quad \text{pers. 12,2 Brownell \& Young}$$

$$= \left[ \frac{(3700 - (14,7 \times 2,75))}{3700 - 14,7(2,75 + 1)} \right]^{0,5}$$

$$= 1,0020$$

$$d_o = 1,0020 (d_i)$$

$$= 1,0020 (12,75)$$

$$= 12,7755 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum, m

$$= \frac{(d_o - d_i)}{2}$$

$$= \frac{(12,7755 - 12,75)}{2}$$

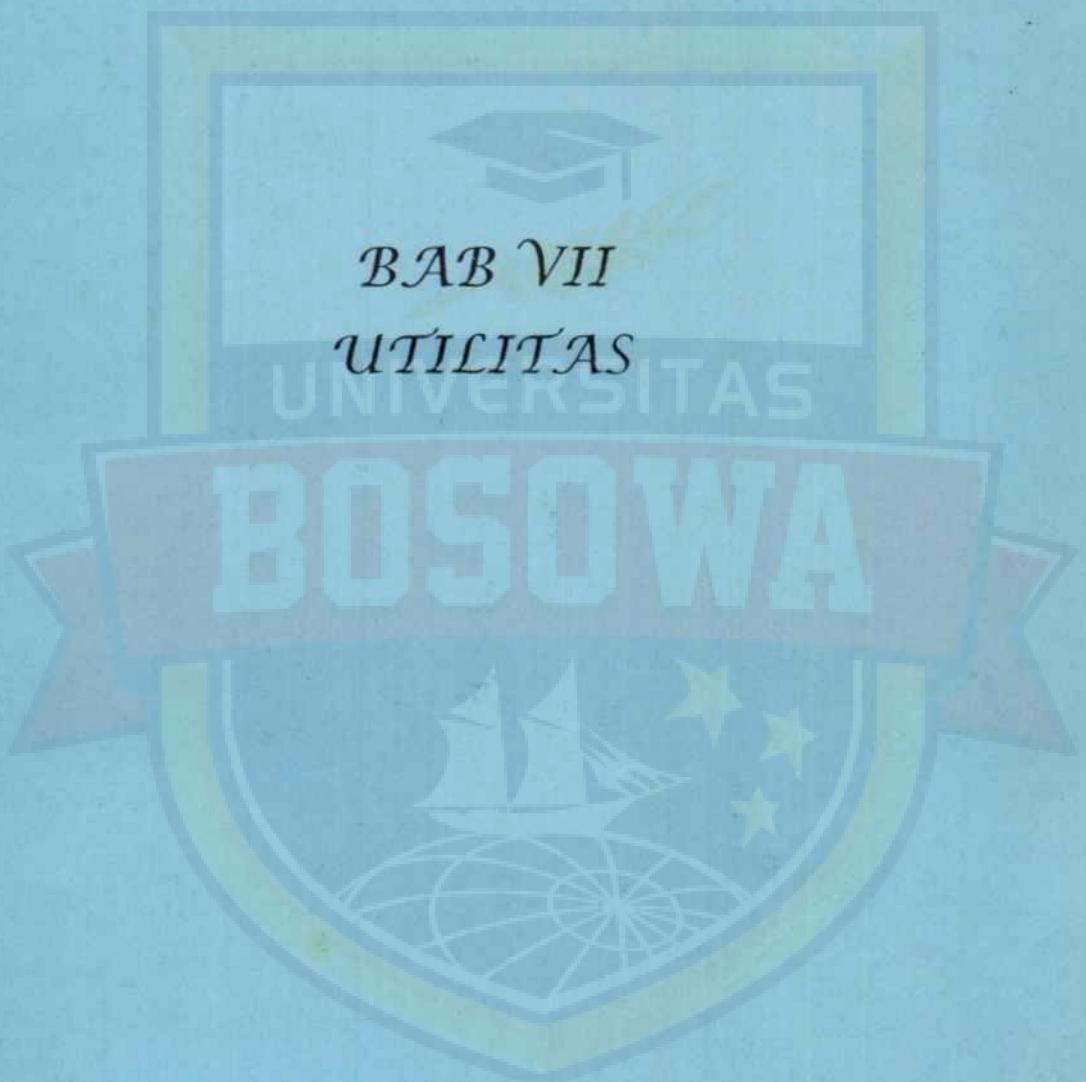
$$= 0,01275 \text{ in}$$

Diameter gasket rata-rata

$$= d_i + \text{lebar gasket minimum}$$

$$= 12,75 + 0,01275$$

$$= 12,7628 \text{ in}$$



*BAB VII*  
*UTILITAS*

**BOSOWA**



## BAB VII

### UTILITAS

Utilitas adalah segala bahan pembantu produksi yang menunjang kelancaran proses operasi pada suatu pabrik. Mengingat pentingnya utilitas ini maka segala sarana dan prasarana haruslah direncanakan sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan hidup pabrik.

Utilitas pada pabrik metil etil keton ini meliputi penyediaan :

1. Kebutuhan steam
2. Kebutuhan air
3. Kebutuhan bahan kimia
4. Kebutuhan listrik
5. Kebutuhan bahan bakar

#### VII .1. Kebutuhan Steam

Perincian kebutuhan steam adalah sebagai berikut :

- Vaporizer	:	430,1747 kg/jam
- Pemanas umpan destilasi	:	110.3673 kg/jam
- Reboiler	:	545,2346 kg/jam
<b>Total kebutuhan steam</b>	<b>:</b>	<b>1.085,7766 kg/jam</b>
<b>Faktor keamanan 10%</b>	<b>:</b>	<b>108,577 kg/jam</b>
<b>Produksi steam</b>	<b>:</b>	<b>1.194,3543 kg/jam</b>

Diperkirakan 80% kondensat dapat dipergunakan kembali, maka kebutuhan air

tambahan untuk ketel :  $0,2 \times 1,194,3543$

: 238,8709 kg/jam

## VII .2. Kebutuhan Air

Air merupakan bahan yang paling banyak dipakai dalam industri kimia, baik untuk melarutkan zat-zat kimia maupun untuk kepentingan lainnya. Kebutuhan air pada pabrik metil etil keton dapat dibedakan menjadi air pendingin, air umpan ketel, air domestik dan untuk keperluan lainnya.

Air pendingin dipergunakan untuk menurunkan temperatur peralatan-peralatan proses, untuk mengembunkan dan menurunkan suhu zat-zat yang terlibat dalam proses dan untuk keperluan lainnya.

Untuk pabrik yang mempergunakan air pendingin dalam jumlah yang besar, maka air pendingin bekas disirkulasikan untuk dipakai kembali dengan cara menurunkan temperatur air pendingin bekas dengan menggunakan menara pendingin.

Air umpan ketel dipakai untuk menghasilkan steam yang dipakai sebagai medium pemanas. Air itu harus diolah dahulu sebelum dipakai, jika air tidak mengandung kekerasan yang besar untuk mencegah pembentukan kerak pada dinding pipa.

Air domestik digunakan untuk kebutuhan karyawan baik sebagai air minum maupun kebutuhan lainnya.

Adapun perincian kebutuhan air pada pabrik ini adalah sebagai berikut :

## 1. Air pendingin

- Cooler : 8.056,8620 kg/jam
- Condensor partial : 15.029,9909 kg/jam
- Condensor destilasi : 20.137,4473 kg/jam
- Kompresor : 13.172,4662 kg/jam

Diperkirakan 80% air pendingin dapat dipergunakan kembali.

Kebutuhan air tambaha :  $0,2 * 56.396,7664$  kg/jam  
: 11.279,3533 kg/jam

2. Air umpan ketel : 238,8709 kg/jam

3. Air untuk keperluan lain : 28.863,3169 kg/jam

Kebutuhan air untuk pabrik diperoleh dari air sungai Ladi di pulau Batam. Kualitas air sungai tersebut dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel Mutu Air Sungai Ladi Pulau Batam

No	Parameter	Selang (ppm)
1.	pH	6,9 - 7,8
2.	Kekeruhan	14 - 46
3.	Total Hardness	36 - 73
4.	Calcium ( $Ca^{2+}$ )	18 - 45
5.	Magnesium ( $Mg^{2+}$ )	18 - 28
6.	Ferrum	4 maks
7.	$Al^{3+}$	2,3 maks
8.	$K^+$ , $Na^+$	11 maks
9.	$NH_4^+$	2 - 5 maks
10.	P. Alkalinitas	-
11.	N. Alkalinitas	64 maks
12.	Klorida	3 - 11 maks
13.	Sulfat	4 - 10 maks
14.	$SiO_2$	22 - 27 maks
15.	$CO_2$	4 - 8 maks
16.	Zat organik	3 - 12 maks
17.	Zat solid	58 - 310 maks
18.	Suspended solid	120 - 130 maks

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka ditepi sungai dibangun fasilitas penampung air yang berfungsi sebagai pengolah awal terhadap air yang dikirim ke lokasi pabrik.

Pengolahan meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang masuk dan terbawa bersama air. Terhadap air yang telah sampai di lokasi pabrik kemudian dilakukan pengolahan agar dapat digunakan untuk keperluan pabrik.

Proses pengolahan ini terdiri atas beberapa tahap, yaitu :

1. Klarifikasi
2. Filtrasi
3. Demineralisasi
4. Deaerasi

#### *Klarifikasi*

Klarifikasi meliputi proses penghilangan kekeruhan air. Air dari fasilitas water intake dikirim ke dalam bak pengendapan dimana partikel yang mempunyai diameter yang lebih besar akan mengendap tanpa bantuan bahan kimia. Dari bak pengendap air dipompakan ke dalam klarifier sambil diinjeksikan larutan alum  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dan soda abu  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  setelah terjadi pencampuran asmbil dilakukan pengaduan, maka terbentuk flok-flok yang akan mengendap ke dasar clarifier secara gravitasi. Sedangkan air jernih akan keluar sebagai over flow.

Alum  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  berfungsi sebagai koagulan dan soda abu  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan untuk penetrlan pH.

Pemakaian bahan tersebut masing-masing 50 ppm dan 25 ppm terhadap jumlah air yang diolah.

Total kebutuhan air : 78002,0961 kg/jam

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  yang dibutuhkan :  $\frac{50 \times 78002,0961}{1.000.000}$

: 3,9 kg/jam

$\text{Na}_2\text{CO}_3$  yang dibutuhkan :  $\frac{25 \times 78002,0961}{1.000.000}$

: 1,95 kg/jam

### *Filtrasi*

Filtrasi pada penyaringan pasir (sand filter) berfungsi sebagai pemisah flok dan koagulan yang masih terikat bersama air. Air hasil over flow dari clarifier mengalir secara gravitasi ke bak penampungan sebelum dipompa ke sand filter. Sand filter yang digunakan terdiri dari 4 lapisan yaitu :

- Lapisan I terdiri dari pasir halus
- Lapisan II terdiri dari kerikil halus
- Lapisan III terdiri dari kerikil kasar
- Lapisan IV terdiri dari batu koral

Tinggi sand filter yang akan dipakai direncanakan 7,5 meter. Dari sand filter dipompakan ke menara air untuk memperbesar tekanan sebelum didistribusikan untuk berbagai pemakaian.

Untuk itu umpan ketel masih dilakukan pengolahan lebih lanjut melalui proses demineralisasi dari deaerasi.

### *Demineralisasi*

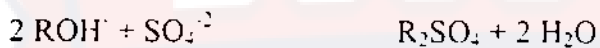
Air untuk umpan ketel harus air murni yang bebas dari garam terlarut. Untuk maksud tersebut perlu dilakukan demineralisasi dengan memakai kation dan anion exchanger.

1. Kation exchanger berfungsi untuk mengurangi alkalinitas dan kesadahan air yang akan dipakai. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara seperti  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Mg}^{2+}$  yang larut dalam air dengan kation hidrogen dan resin. Resin yang digunakan bersifat sama dengan merek doulite resin C<sub>225</sub>.

#### 2. Anion Exchanger

Berfungsi sebagai tempat pertukaran anion negatif yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dari resin.

Resin yang digunakan merek R. Dower



Untuk regenerasi dipakai laurtan NaOH

Reaksi yang terjadi :



Perhitungan kesadahan

#### 1. Kesadahan Kation

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan awal berdasarkan Ca}^{2+} &= \frac{45 \times 547,9947}{142,9} \\ &= 172,5666 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\text{Keadaan awal berdasarkan } \text{Mg}^{2+} = \frac{28 \times 547,9947}{142,9}$$

$$= 107,3747 \text{ grain}$$

$$\text{Total kesadahan kation} = 279,8413 \text{ grain}$$

Resin yang digunakan memiliki EC (exchanger capacity)

$$= 2,5 \text{ kg grain/cuft}$$

Direncanakan akan menggunakan resin sebanyak 1 cuft sehingga jumlah air yang dapat diolah.

$$\frac{25.000 \text{ grain}}{279,8413 \text{ grain}} \times 547,9947 = 48.938,3578 \text{ lb}$$

$$= 22.198,0921 \text{ kg}$$

Regenerasi dilakukan setelah operasi selama

$$\frac{22.198,0921}{238,8708} = 93 \text{ jam}$$

$$= 4 \text{ hari}$$

## 2. Kesadahan Anion

$$\text{SO}_4^{2-} = \frac{(10 \times 547,9948)}{142,9} = 38,3481 \text{ grain}$$

$$\text{HCO}_3^{-2} = \frac{(8 \times 547,9948)}{142,9} = 30,6785 \text{ grain}$$

$$\text{Cl}^{-2} = \frac{(11 \times 547,9948)}{142,9} = 42,1829 \text{ grain}$$

$$\text{Total kesadahan anion} = 111,2095 \text{ grain}$$

Resin yang dipakai memiliki EC sebesar 18 kg grain/cuft. Direncanakan menggunakan resin sebanyak 1 cuft, sehingga jumlah yang dapat diolah

$$= \frac{18.000}{111.2095} \times 547,9947$$

$$= 88.696,6 \text{ lb}$$

$$= 40.232,1491 \text{ lb}$$

Regenerasi dilakukan setelah selama :

$$= \frac{88.696,6}{547,9947}$$

$$= 161,86 \text{ jam} \approx 7 \text{ hari}$$

#### Deaerasi

Air hasil demineralisasi dikumpulkan dalam tangki umpan ketel sebelum dipompakan ke dearator. Pada dearator, air dipanaskan hingga mencapai 85°C. Tujuan dari pemanasan ini adalah untuk air dari gas-gas terlarut seperti CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub>. Pemanasan ini juga berfungsi untuk mencegah perbedaan suhu yang terlalu besar antara air tujuan umpan mauk dengan suhu di dalam ketel.

#### VII .3. Kebutuhan Bahan Kimia

Kebutuhan akan bahan kimia dapat dirinci sebagai berikut :

- Alum Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> : 0,82 jam
- Soda Abu Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> : 0,40 kg/jam
- Kaporit : 0,016 kg.jam



#### VII .4. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan, pembangkit tenaga listrik, dan furnace adalah minyak solar.

##### 1. Untuk generator

$$\begin{aligned} \text{Daya yang harus dihasilkan generator} &= 300 \text{ kw/jam} \\ &= 1.024.500 \text{ Btu/jam} \\ &= 1.080.890 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

Digunakan bahan bakar solar dengan nilai bakar

$$\begin{aligned} &= 19.800 \text{ Btu/jam} \\ &= 47.923 \text{ kgj/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Density solar} = 0,87 \text{ kg/L}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{1.080.890}{47.923} = 22,55 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume solar yang dibutuhkan} = \frac{22,55}{0,87} = 25,92 \text{ ltr/jam}$$

##### 2. Untuk Furnace

Untuk pemanas furnace digunakan flue gas yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar furnace.

$$\text{Panas yang harus diberikan pada reaktor} = 354.491,5008 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Nilai panas bahan bakar} = 19.800 \text{ Btu/jam}$$

$$= 47.923 \text{ kj/kg}$$

$$\text{Efisiensi furnace} = 75\%$$

Maka panas yang harus dihasilkan bahan bakar

$$= \frac{354.491,5008}{0,75} = 472.655,3344 \text{ kkal/jam}$$

Jumlah bahan bakar yang diperlukan  $= \frac{472.655,3344}{11.453,8719} = 41,26 \text{ kg/jam}$

Density solar  $= 0,87 \text{ kg/ltr}$

Maka volume solar yang diperlukan  $= \frac{41,26}{0,87} = 47,43 \text{ ltr/jam}$

Power Generator

Power factor adalah untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 0,9 maka :

$$\begin{aligned} \text{Power generator} &= \frac{\text{total kebutuhan listrik}}{\text{power factor}} \\ &= \frac{300 \text{ kw}}{0,9} = 333,3333 \text{ kw} \end{aligned}$$

Spesifikasi generator

Jenis : AC generator

Power : 333,333 kw

Tegangan : 220 V

Power factor : 0,9

Putaran : 1500 rpm

Jumlah : 1 buah

Tangki bahan bakar generator

Fungsi : menampung bahan bakar generator selama 1 bulan

Tipe : silinder horisontal

Volume bahan bakar selama 1 bulan :

$$V = 25,92 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 720 \text{ jam}$$

$$= 18662,4 \text{ liter}$$

Dirancang 85% dari volume tangki berisi bahan bakar perbandingan panjang dan diameter tangki :

$$L = 3D$$

$$\text{Volume tangki, } V = \frac{18662,4}{0,85} L = 21955,7647 \text{ L}$$

$$\text{Diameter tangki} = \left( \frac{V}{3/4\pi} \right)^{1/3}$$

$$= \left( \frac{4 \cdot 21955,7647}{3 \cdot 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 21,0467 \text{ dm} = 2,11 \text{ meter}$$

$$\text{Panjang tangki} = 3D = 6,33 \text{ m}$$

Spesifikasi tangki :

Tipe : silinder horisontal

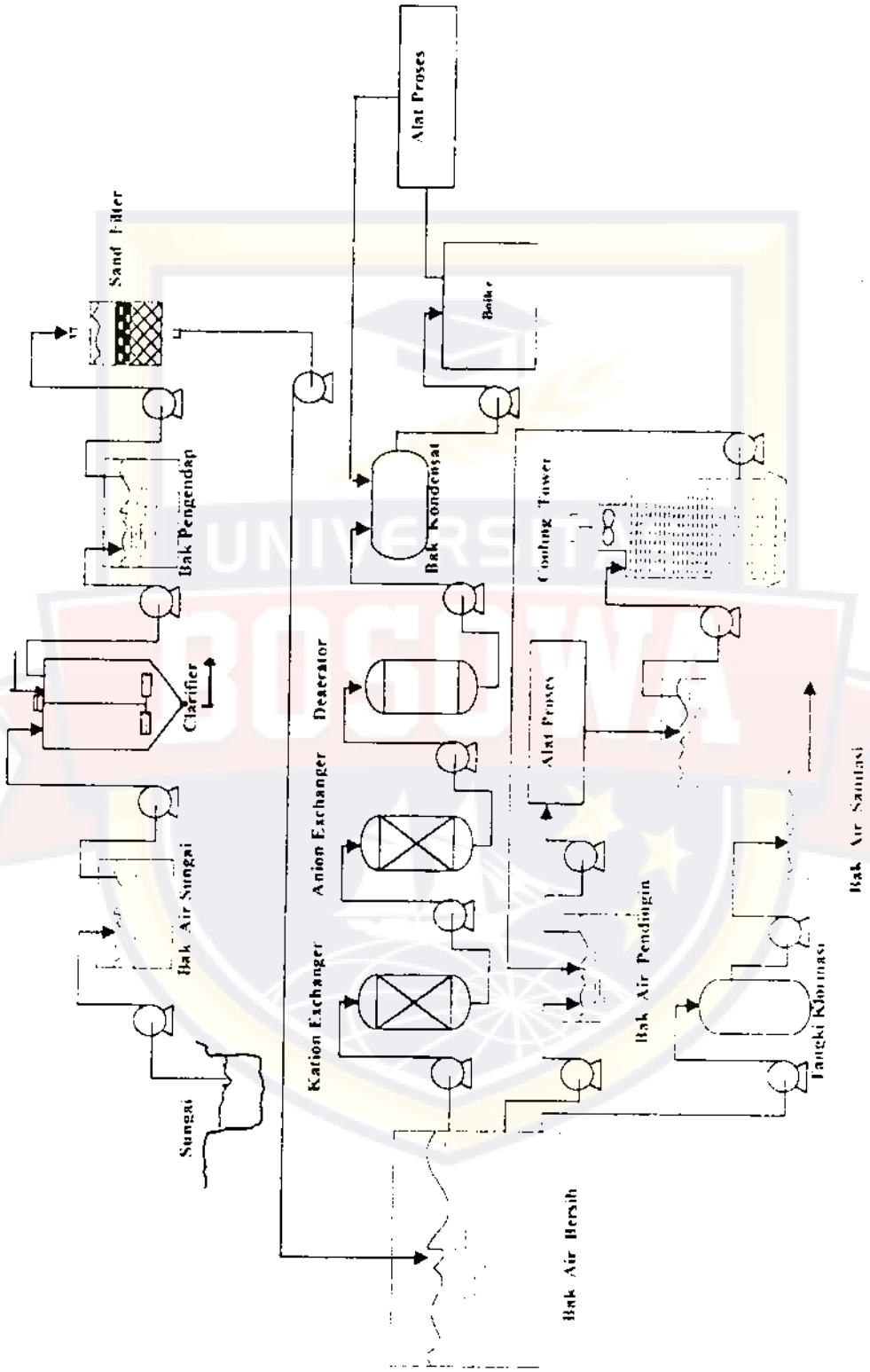
Kapasitas : 21955,7647 L


Diameter : 2,11 m

Panjang : 6,33 m

Bahan konstruksi : karbon steel

GAMBAR UNIT PENGOLAHAN AIR





*BAB VIII*

*INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN  
KERJA*

**BOSOWA**



## BAB VIII

### INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

#### VIII. 1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri. Instrumentasi ini merupakan suatu petunjuk (indicator), suatu perekam (recorder) atau suatu pengontrol (controller). Dalam industri kimia banyak variable yang perlu diukur ataupun dikontrol seperti suhu, tekanan, ketinggian cairan, kecepatan aliran, dan lain – lain .

Penggunaan alat pengontrol otomatis dimaksud untuk menghasilkan kualitas produksi yang terbaik dan mengurangi kebutuhan tenaga kerja.

Pada Pra rencana pabrik Metil Etil Keton ini, Instrumen yang digunakan berupa alat control otomatis maupun manual. Hal ini tergantung dari sistim peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomisnya.

Dengan adanya instrumentasi ini diharapkan akan terjadi hal – hal sebagai berikut :

1. Untuk menjaga variable proses pada batas operasi yang aman.
2. Laju produksi diatur dalam batas – batas yang aman.
3. Kualitas produksi lebih terjamin.
4. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi – kondisi berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan sehingga lebih menjamin keselamatan kerja.
6. Efisiensi kerja akan lebih meningkat.



Instrumentasi kerja yang digunakan dalam pabrik ini adalah :

- Instrumentasi pengukur atau pengontrol suhu.
- Instrumentasi pengukur atau pengontrol tekanan
- Instrumentasi pengukur atau pengontrol laju alir.
- Instrumentasi pengukur atau pengontrol level.

Untuk mempermudah pembacaan jenis instrumentasi yang dipasang dan cara kerjanya, digunakan notasi – notasi yang dapat dibaca pada tabel berikut ini :

**Tabel VII 1. Jenis Instrumentasi.**

No	Alat Ukur / Alat Kontrol	Notasi
1	Level Indikator	LI
2	Level Controller	LC
3	Level Indikator Controller	LIC
4	Flow Indikator	FI
5	Flow Controller	FC
6	Flow Indikator Controller	FIC
7	Pressure Indikator	PI
8	Pressure Controller	PC
9	Pressure Indikator Controller	PIC
10	Temperatur Indikator	TI
11	Temperatur Controller	TC
12	Temperatur Indikator Controller	TIC

## VIII.2. Keselamatan Kerja.

Dalam suatu industri, keselamatan kerja merupakan faktor yang perlu diperhatikan, karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran proses produksi.

Usaha untuk mencegah dan mengurangi terjadinya bahaya yang timbul dapat dilihat dalam tabel berikut :

Nama Alat	Jenis Pengaman
Tangki Penampung	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Safety Valve</li> <li>- Spray Air Pendingin</li> <li>- Hidrant untuk menjaga terjadinya kebakaran</li> </ul>
Vaporizer	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Leher angsa untuk menjaga tekanan 1 atm</li> </ul>
Reaktor	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Safety Valve</li> </ul>
Accumulator	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pemadam dengan CO<sub>2</sub></li> </ul>
Kolom Distilasi	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Safety Valve</li> </ul>
Gudang Alat	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pemadam dengan CO<sub>2</sub></li> </ul>
Gudang Bahan Baku	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Isolasi glass wol</li> </ul>
Gudang Produk	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pemadam dengan CO<sub>2</sub></li> </ul>
Tangki Produk	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Hidrant</li> </ul>
Boiler	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Hidrant</li> </ul>
Turbin Power Plant	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Leher angsa</li> </ul>
Areal Perkantoran	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Safety Valve</li> </ul>
	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Isolasi asbes</li> </ul>
	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Peredam suara</li> </ul>
	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Hidrant</li> </ul>
	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Hidrant</li> </ul>



Usaha lainnya untuk mencegah dan mengurangi terjadinya bahaya-bahaya yang timbul dalam pabrik ini diantaranya :

### **VIII. 2. 1. Bangunan Pabrik**

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan :

- Konstruksi gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar.
- Perlu memperhatikan kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alamiah, seperti petir, angin, dan sebagainya.

### **VIII. 2. 2. Ventilasi**

Pada ruangan proses maupun ruangan lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan dengan baik sehingga dapat memberikan kesegaran para karyawan serta dapat menghindari gangguan pada pernafasan.

### **VIII. 2. 3. Perpipaan**

Jalur proses yang terletak diatas permukaan tanah lebih baik jika dibandingkan dengan yang terletak dibawah permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian adanya kebocoran. Birestop dan drain pada jarak yang teratur.

Pangaturan valve sangat penting sangat penting untuk pengamanan proses produksi. Bila terjadi kebocoran pada check valve sebaiknya diatasi dengan pemasangan block samping check valve tersebut.

Dari segi konstruksi, harus dicegah pemasangan pipa 1 inch dalam overhead line. Sebelum pipa-pipa dipasang, sebaiknya dilakukan test hidrostatik yang bertujuan mencegah terjadinya stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu atau pada bagian pondasi.

#### **VIII. 2. 4. Alat-alat Bergerak**

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup atau setidaknya ditempatkan pada jarak yang cukup aman dengan peralatan lainnya. Hal ini untuk mempermudah pengangan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

#### **VIII. 2. 5. Pengoperasian Boiler**

Dalam pengoperasian boiler, perlu diperhatikan beberapa hal misalnya menjaga batas-batas tekanan steam maksimal yang dapat dioperasikan, bahan bakar boiler adalah coal yang mudah terbakar maka disekitar daerah ini perlu diberi larangan merokok, dan juga hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan. Tekanan kerja boiler bisa diamankan dengan menggunakan safety valve.

#### **VIII. 2. 6. Listrik**

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan, dengan demikian para pekerja dapat terjamin keselamatannya.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut :

- Peralat yang sangat penting, seperti Switcher dan Transformer sebaiknya diletakkan di tempat yang aman atau tersendiri.
- Peralatan listrik di bawah tangan sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu dengan jelas.
- Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga ( power supply ) cadangan.
- Semua bagian pabrik harus diberi penarangan yang cukup.
- Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang satu dengan bagian yang lain.

### VII. 2. 7. Karyawan

Para karyawan terutama para operator, perlu diberi bimbingan atau pengarahan yang dimaksudkan agar para karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun keselamatan orang lain.

Selain itu demi keselamatan karyawan dan kelancaran proses produksi , maka alat-alat pencegah bahaya di bawah ini perlu diperhatikan :

- Alat-alat berputar dan bergerak harus dilengkapi dengan penunjang, seperti motor, belt conveyer dan sebagainya.
- Pakaian pekerja harus kuat dan bersih.
- Selain ketentuan-ketentuan yang disebutkan di atas, masih ada peraturan keselamatan kerja yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja, bagian keselamatan kerja, misalnya :

Para pegawai pabrik harus menggunakan sarung tangan, topi pengaman, dan lain-lain.

Peraturan-peraturan tersebut harus dilaksanakan di dalam perusahaan agar keselamatan kerja dan kesehatan kerja para karyawan dapat lebih terjamin.

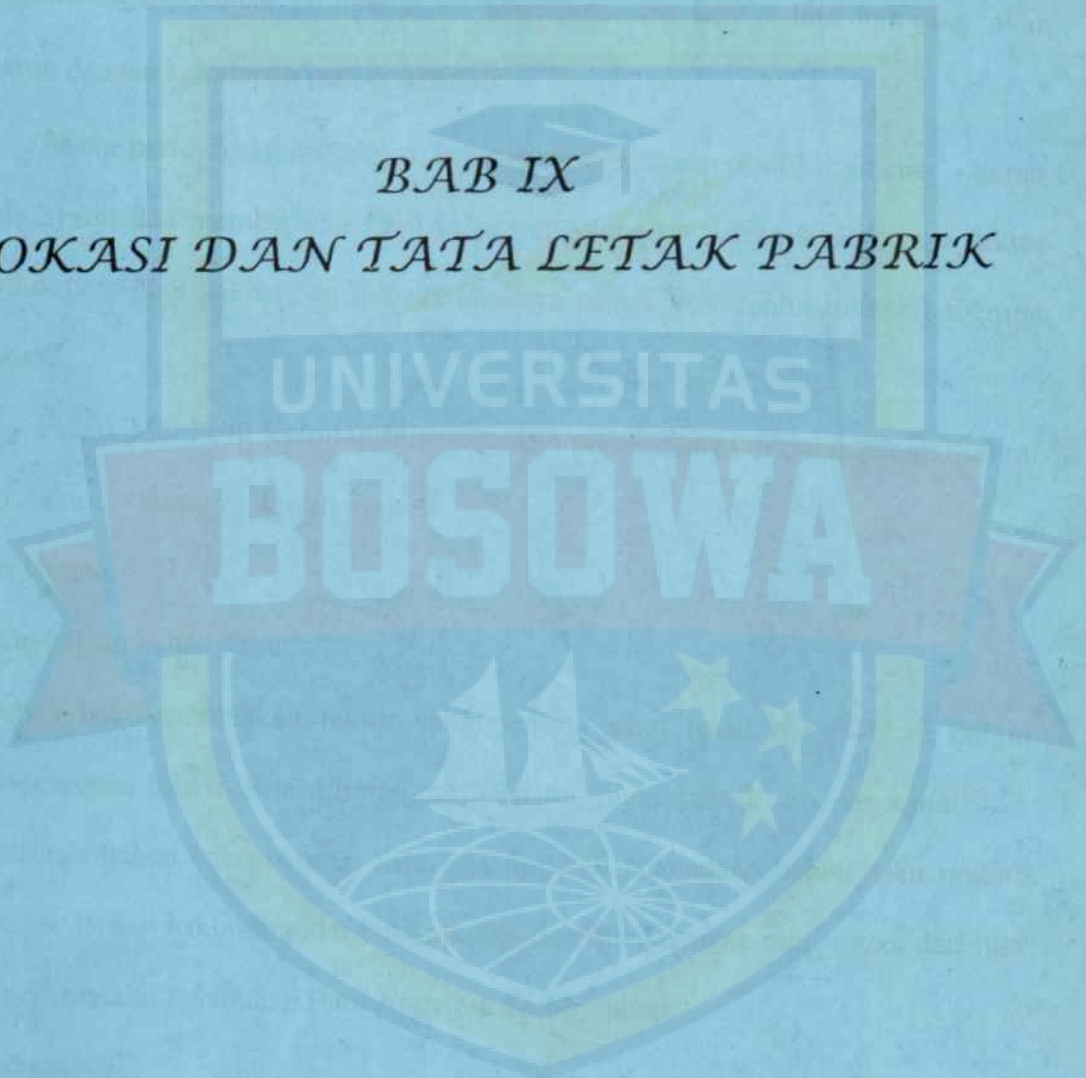
Dengan usaha-usaha untuk menjamin keselamatan kerja para karyawan tersebut, maka diharapkan semangat dan ketenangan kerja dapat dirasakan, sehingga diperoleh hasil kerja yang lebih baik dan efisien.

*BAB IX*

*LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK*

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



Pulau Batam merupakan daerah Industri, dimana terdapat pabrik-pabrik atau perusahaan-perusahaan yang menggunakan Metil Etil Keton seperti pabrik polimer, pabrik zat warna, Perusahaan farmasi, perusahaan percetakan dan perusahaan-perusahaan lainnya.

c. Air.

Air adalah kebutuhan yang sangat penting dalam industri, sebab air digunakan untuk proses dan operasi, medium pendingin, bahan baku steam serta kebutuhan – kebutuhan yang lain. Kebutuhan air baik untuk proses, pendingin dan air untuk kantor dapat dipenuhi dengan mudah karena pabrik tersebut mensupply sendiri kebutuhan air tersebut.

d. Iklim.

Iklim yang ada di daerah lokasi ini tidak berpengaruh terhadap konstruksi – konstruksi permesinan dan proses. Demikian pula faktor kelembaban dan suhu cuaca cukup baik. Gangguan alam seperti angin ribut dan gempa bumi boleh dikatakan tidak pernah ada atau terjadi di daerah ini.

2. Faktor Khusus.

a. Transportasi.

Masalah transportasi perlu diperhatikan supaya supply bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang relative singkat.

b. Waste Eposit.

Dalam hal pembuangan kotoran tidak ada masalah, karena pabrik ini tidak mengeluarkan bahan – bahan berbahaya atau yang meracuni lingkungan hidup sekitarnya.

Gas dan asap pembakaran tidak menimbulkan polusi karena dapat dikatakan terbakar sempurna dan mempergunakan cerobong asap yang cukup tinggi dengan letak yang tidak mengganggu sekitarnya.

c. Tenaga Kerja / Labor.

Buruh merupakan faktor yang cukup penting pula untuk diperhatikan. Disini tenaga kerja cukup banyak, karena Pulau Batam termasuk daerah yang di tuju oleh banyak pencari kerja, karena merupakan daerah kawasan industri.

d. Peraturan – peraturan Hukum.

Terhadap peraturan hokum mengenai bangunan dan industri, peraturan daerah high way, restruction dan waste disposal tidak mengalami kesulitan karena terletak di areal industri estate.

e. Perpajakan.

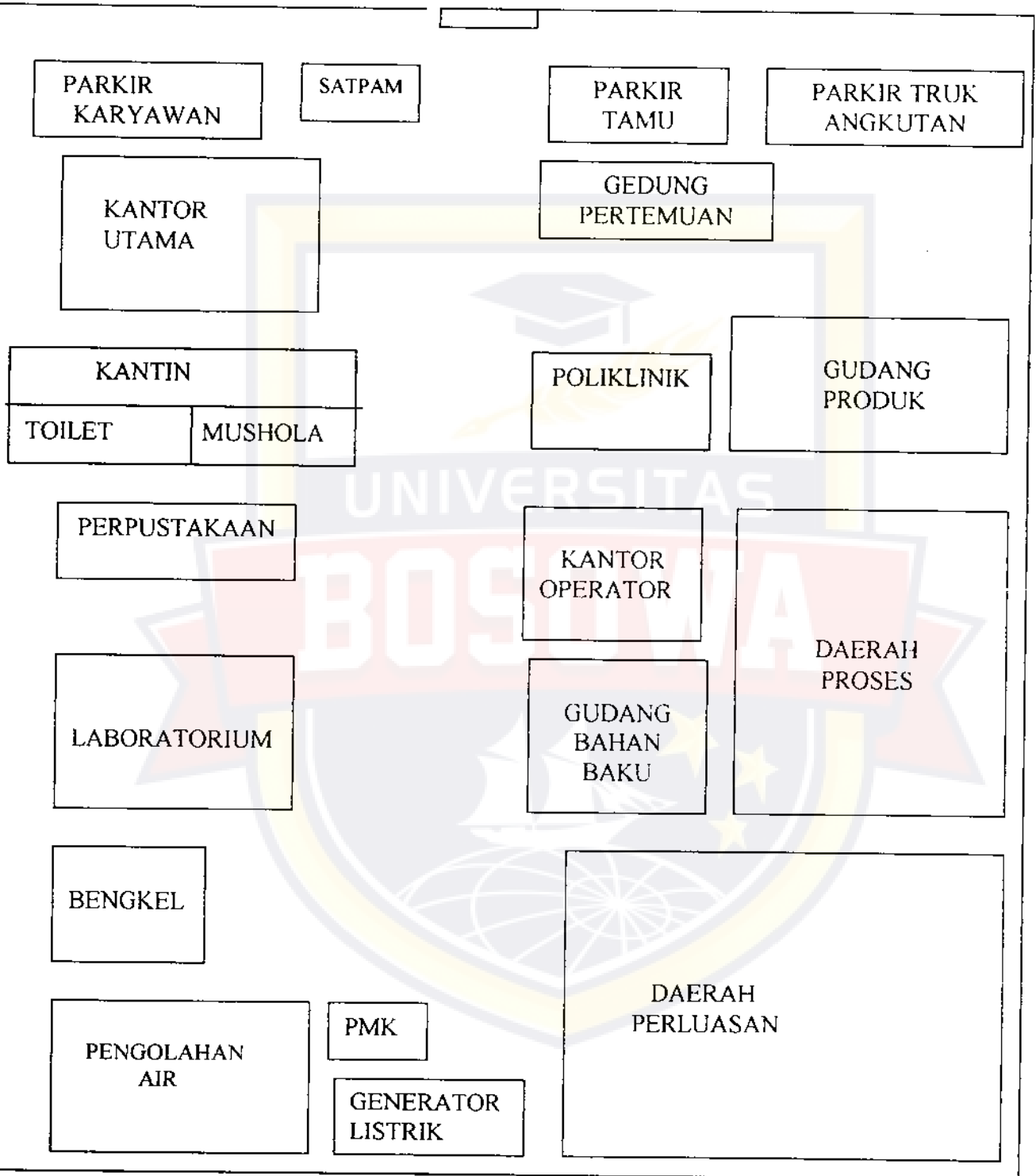
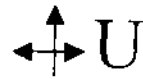
Tidak mengalami kesukaran – kesukaran atau perbedaan – perbedaan di bandingkan dengan daerah lain, mengenai peraturan – peraturan dan ketentuan – ketentuan. Karena merupakan pabrik baru maka didapatkan kebebasan pajak selama 5 tahun pertama selama sejak dimulai pabrik beroperasi, juga mendapatkan kebebasan bea pemasukan untuk peralatan bagi pendirian pabrik tersebut.

f. Keadaan Masyarakat / Community.

Commudity tidak lain dari pada manusia yang merupakan factor yang penting juga. Disini terhadap manusia dan disekitar lokasi, tidak ada pertentangan dengan pendirian pabrik tersebut karena pabrik ini tidak mengeluarkan gas yang berbahaya dan polusi lainnya.

Tabel 1.2 Luas Bangunan Lokasi Pabrik.

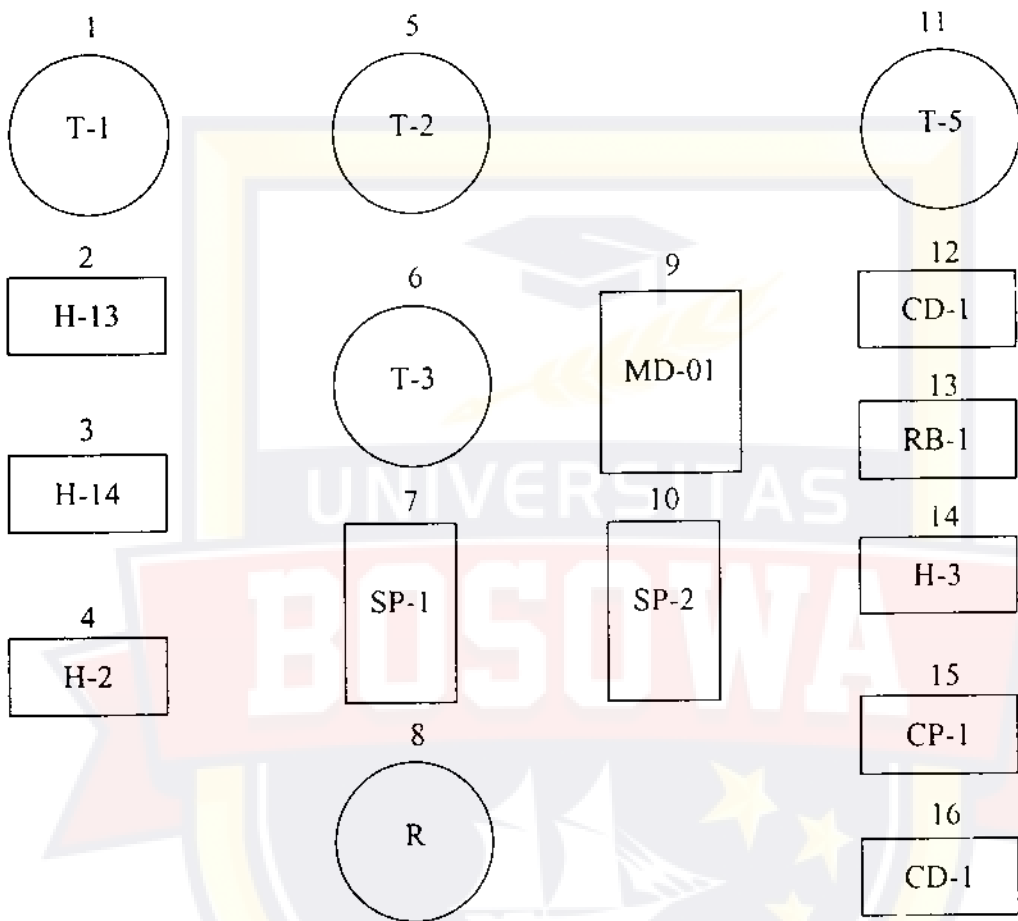
No	Ruangan/Tempat	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Pos jaga	6 x 4 dan 3 x (2 x 2)	36
2.	Jalan dan taman		800
3.	Parkir truk angkutan	20 x 15	300
4.	Parkir karyawan tamu	30 x 10	300
5.	Kantor	25 x 20	500
6.	Perpustakaan	6 x 5	30
7.	Sumur PMK	3 x 2	6
8.	Toilet	2 x (5x3)	30
9.	Mushollah	10 x 5	50
10.	Kantin	12 x 12	144
11.	Poliklinik	6 x 5	30
12.	Gedung	10 x 10	100
13.	Daerah Proses	50 x 30	1500
14.	Laboratorium	8 x 8	64
15.	Bengkel	12 x 10	120
16.	Daerah penyimpanan bahan baku	50 x 10	500
17.	Daerah penyimpanan produk	25 x 5	125
18.	Daerah utilitas	30 x 20	600
19.	Halaman pabrik		750
20.	Daerah perluasan		3925
21.	Ruang kontrol	10 x 6	60
	<b>Total luas</b>	<b>125 x 80</b>	<b>10.000</b>



Gambar IX.I. Tata Letak Bangunan Pabrik



## Tata Letak Alat



### Keterangan :

- |                     |                             |
|---------------------|-----------------------------|
| 1. Tangki Penampung | 9. Menara destilasi         |
| 2. Preheater        | 10. Separator 2             |
| 3. Vaporizer        | 11. Tangki penampung produk |
| 4. Superheater      | 12. Condesor 1              |
| 5. Tangki umpan     | 13. Reboiler 1              |
| 6. Tangki vaporizer | 14. Heater                  |
| 7. Separator 1      | 15. Condesor parsial        |
| 8. Reaktor          | 16. Condesor                |

*BAB X*

*STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN*

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



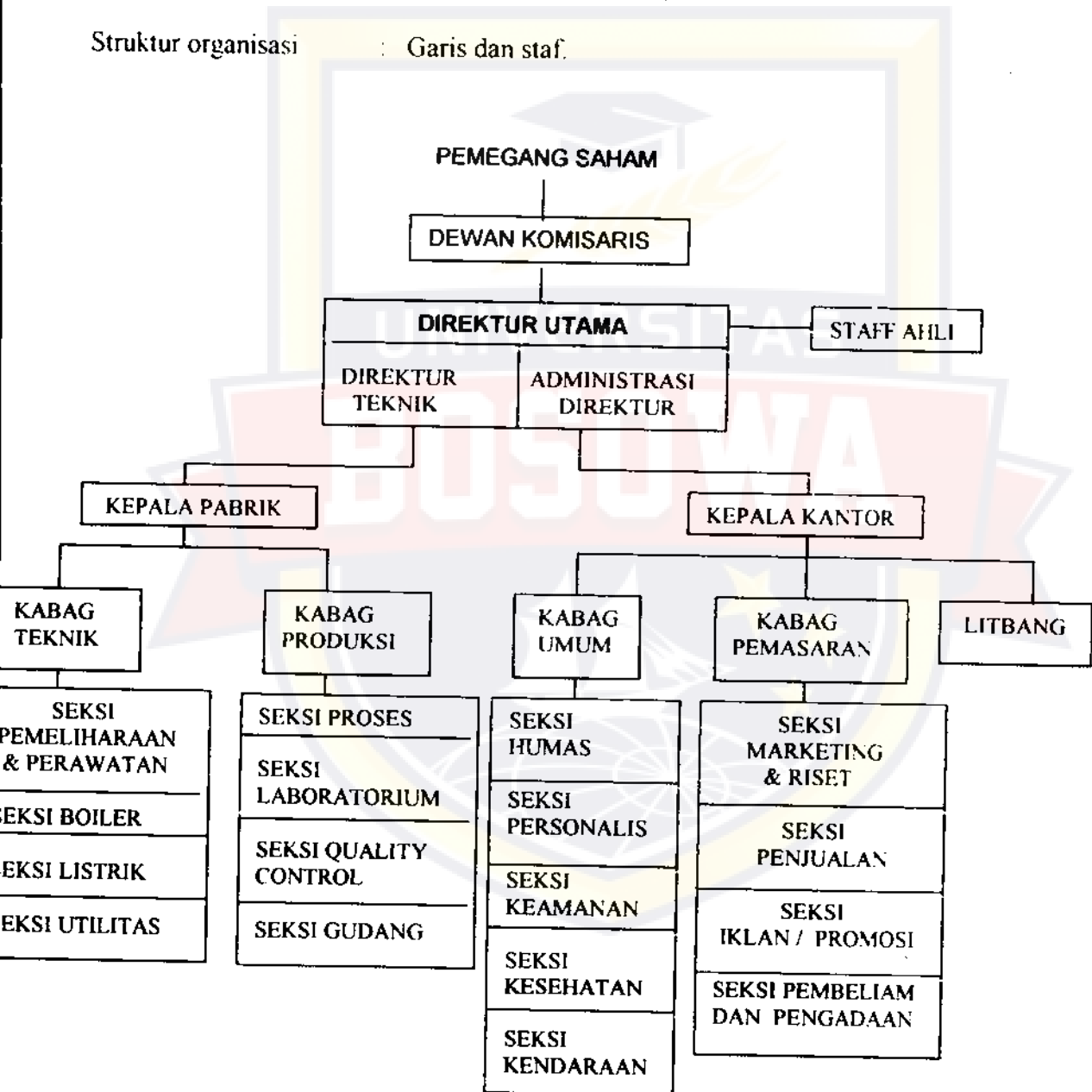
## BAB X

### STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

#### X.1. Bentuk Umum

Bentuk perusahaan : Perseroan terbatas (PT)

Struktur organisasi : Garis dan staf.



## **X.2. Bentuk Perusahaan.**

Bentuk perusahaan pabrik ini direncanakan berbentuk perseroan terbatas (PT), yang menggunakan modal dari kredit bank dan penjualan saham perusahaan.

Alasan – alasan dalam pemilihan bentuk perusahaan diatas adalah :

1. Mudah mendapatkan modal dari penjualan saham – saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang berhubungan dengan kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3 Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin sebab tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.

## **X.3. Sistem Perusahaan.**

Sistem perusahaan pabrik Metil Etil Keton direncanakan berupa sistem garis dan staf. Dalam sistem ini hanya dikenal satu otoritas yaitu otoritas garis. Dalam pengertian bahwa seseorang atasan memiliki satu atau lebih bawahan. Sedangkan bawahan memiliki satu atasan dimana ia dapat diperintah langsung dari atasan tersebut ke bawahannya.

Pimpinan pabrik dipegang seorang direktur utama yang bertanggung jawab langsung terhadap dewan komisaris. Anggota dewan adalah merupakan wakil dari para pemegang saham yang terbentuk dari hasil rapat yang diadakan sekali setahun. Direktur utama dibantu oleh direktur produksi, direktur teknis dan direktur keuangan. Ketiga direktur tersebut bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

Alasan – alasan menggunakan sistim garis dan staf adalah :

1. Terdapat kesatuan dalam pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih terjamin.
2. Penempatan karyawan sesuai dengan bidangnya.
3. Hanya ada satu pimpinan.
4. Tidak terjadi timpang tindih dalam menjalankan tugas atau menerima perintah.

#### **X.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab.**

##### **1. Pemilik saham.**

Pemilik saham adalah orang yang menanamkan modalnya pada perusahaan itu. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dan mempunyai kekuasaan tertinggi dalam perusahaan.

Tugas dan wewenang pemegang saham adalah :

- a. Memilih dan memberhentikan komisaris.
- b. Menetapkan gaji direktur.
- c. Meminta pertanggung jawaban kepada dewan komisaris.
- d. Mengadakan rapat umum sedikitnya sekali setahun.

##### **2. Dewan komisaris.**

Dewan komisaris terdiri dari seorang wakil ketua dan anggota. Ketua dan wakil ketua masing – masing dijabat oleh pemegang saham terbesar dari perusahaan tersebut, sedangkan pemegang saham yang lain sebagai anggota.

Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah :

- a. Memilih, mengawasi dan memberhentikan direktur.
- b. Menyetujui atau menolak rencana kerja yang diajukan direktur.
- c. Memberi nasehat atau saran kepada direktur utama.
- d. Bertanggung jawab kepada pemegang saham.

### 3. Dewan direksi.

Dewan direksi beranggotakan seorang direktur utama yang dibantu oleh dua direktur lainnya yaitu :

- Direktur produksi.
- Direktur administrasi.

Direktur utama bertanggung jawab langsung kepada dewan komisaris atas :

- a. Menentukan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib perusahaan.
- b. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan karyawan.
- d. Bertanggung jawab langsung atas kelancaran perusahaan.



#### **Direktur Produksi.**

Direktur produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal – hal sebagai berikut :

- a. Pengawasan produksi.
- b. Pengawasan peralatan, perbaikan dan pemeliharaan alat produksi
- c. Dan perencanaan jadwal produksi serta penyediaan sarana produksi.

#### **Direktur Administrasi.**

Direktur administrasi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal – hal sebagai berikut :

- a. Biaya – biaya perusahaan.
- b. Untung rugi perusahaan.
- c. Administrasi perusahaan
- d. Serta perencanaan pemasaran dan penjualan.

4. Staf direksi.

Staf direksi terdiri dari : ahli marketing, riset dan development.

5. Kepala Bagian.

Kepala bagian sebagai bawahan staf direksi yang bertanggung jawab kelancaran kerja pada tiap – tiap bagian. Adapun tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut :

a. Kepala bagian teknik.

Kepala bagian teknik bertugas mengatur kelancaran jalannya operasi dan peralatan yang digunakan dan mengatur pemeliharaan serta perbaiki alat – alat.

b. Kepala bagian produksi.

Kepala bagian produksi bertugas mengatur kelancaran produksi dan mencapai sasaran jumlah produksi yang ditargetkan, dengan memperhatikan mutu yang dihasilkan.

c. Kepala bagian pemasaran / marketing.

Kepala bagian pemasaran / marketing bertugas membuat penafsiran (foce casting) pemasaran jangka pendek dan jangka panjang.

d. Kepala bagian pembelian / purchase.

Kepala bagian pembelian / purchase bertugas mengatur pembelian dan penyediaan bahan baku untuk produksi.

e. Kepala bagian umum.

Kepala bagian umum ini bertugas menangani masalah administrasi, personalia, humas, dan keuangan perusahaan.

f. Kepala bagian keuangan / finance.

Kepala bagian keuangan/finance bertugas mengatur tentang penggunaan keuangan perusahaan serta neraca keuangan perusahaan.

Dalam menjalankan tugasnya masing – masing kepala bagian dibantu oleh beberapa kepala seksi diantaranya :

a. Kepala bagian teknik, membawahi :

- Kepala seksi utilitas.
- Kepala seksi pemeliharaan / maintenance.

b. Kepala bagian produksi, membawahi :

- Kepala seksi proses.
- Kepala seksi laboratorium.
- Kepala seksi control kualitas.
- Kepala seksi gudang.

c. Kepala bagian umum, membawahi :

- Kepala seksi humas.
- Kepala seksi personalia.
- Kepala seksi keamanan.
- Kepala seksi kendaraan.
- Kepala seksi kesehatan.

d. Kepala bagian pemasaran, membawahi :

- Kepala seksi marketing dan riset.
- Kepala seksi penjualan / pengiriman
- Kepala seksi periklanan.



- Kepala seksi pembelian dan pengadaan.
- e. Kepala bagian keuangan / finance, membawahi :
  - Kepala seksi keuangan.
  - Kepala seksi administrasi dan pembukuan.
  - Kepala seksi general accounting.
  - Kepala seksi cost accounting.

#### 6. Kepala Seksi.

Tiap – tiap bagian dalam melaksanakan tugas dibantu oleh beberapa seksi yang melakukan tugas operasional dalam bidangnya masing – masing. Tiap – tiap seksi dilengkapi oleh kepala seksi yang bertanggung jawab kepada kepala bagian yang bersangkutan.

##### a. Kepala seksi proses.

Kepala seksi proses bertugas mengatur jalannya keseluruhan proses mulai dari bahan baku sampai menjadi produk.

##### b. Kepala seksi laboratorium.

Kepala seksi laboratorium bertugas meneliti dan mengontrol bahan baku serta hasil – hasil produksi dan kemungkinan pengembangannya.

##### c. Kepala seksi pemasaran .

Kepala seksi pemasaran bertugas mengatur pengemasan hasil – hasil produksi dari perusahaan.

##### d. Kepala seksi utilitas.

Kepala seksi utilitas bertugas mengatur penyediaan dan kelancaran utilitas pabrik seperti : listrik, persediaan air, bahan baku, steam, mekanik. dan boiler.

e. Kepala seksi bengkel dan pemeliharaan.

Kepala seksi bengkel dan pemeliharaan bertugas mengatur kelancaran jalannya operasi, perbaikan, dan pemeliharaan gudang serta peralatan.

f. Kepala seksi personalia dan tenaga kerja.

Kepala seksi personalia dan tenaga kerja bertugas mengatur segala sesuatu yang berhubungan dengan : Penerimaan tenaga kerja, pelatihan untuk karyawan dan administrasi urusan kepegawaiaan.

g. Kepala seksi keamanan.

Kepala seksi keamanan bertugas mengatur keamanan lingkungan perusahaan, mencegah / mengatasi terjadinya kebakaran karena api, listrik, dan lain – lain.

h. Kepala seksi personalia.

Kepala seksi personalia bertanggungjawab kepada kepala bagian dan menerima surat – surat yang masuk sebelum diberikan pada yang bersangkutan dan membalas surat – surat tersebut.

i. Kepala seksi gudang.

Kepala seksi gudang bertanggungjawab terhadap gudang bahan baku dan gudang bahan hasil jadi. Untuk bahan baku, menerima dan menyimpang serta mengetahui keluar masuknya barang dari gudang. Dan untuk gudang bahan jadi, menerima hasil produk jadi dan juga mengetahui keluar masuknya produk dari gudang.

j. Kepala seksi penjualan / pengiriman.

Kepala seksi penjualan / pengiriman bertugas mengatur transaksi penjualan hasil produksi, mengawasi harga pasaran produk serta para distributor.

k. Kepala seksi keuangan.

Kepala seksi keuangan bertugas mengatur pengeluaran dan pemasukan uang, termasuk penagihan kepada distributor.

l. Kepala seksi administrasi dan pembukuan.

Kepala seksi administrasi dan pembukuan bertugas mengatur administrasi perusahaan secara keseluruhan, administrasi keuangan, membuat neraca keuangan, pembukuan penjualan dan pembelian bahan baku, produk, dan peralatan.

m. Kepala seksi general Accounting.

Kepala seksi general accounting bertugas mengatur laporan keuangan yang ditujukan kepada semua pihak yang berkepentingan dalam perusahaan biasanya terdiri dari neraca dan laporan rugi laba.

n. Kepala seksi cost accounting.

Kepala seksi cost accounting bertugas menghitung, menganalisa dan melaporkan pada manajemen soal – soal biaya produksi. Serta menghitung dan menentukan besarnya harga biaya per-unit produksi.

### X.5. Status Karyawan dan Sistim Upah.

Pada perusahaan pabrik vinil asetat yang direncanakan ini, sistim upahnya berbeda – beda, tergantung dari status karyawan, tingkat pendidikan, kedudukan, dan tanggungjawab serta keahliannya. Status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut :

#### 1. Karyawan tetap.

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan surat keputusan (SK) dari direksi. Karyawan tetap mendapat gaji bulanan berdasarkan keahlian dan masa kerjanya.

#### 2. Karyawan harian.

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi dan menerima upah harian yang dibayarkan pada tiap akhir pekan.

### X.6. Jadwal Kerja Karyawan.

Pabrik Metil Etil Keton direncanakan beroperasi selama 24 jam per hari.

Dalam satu tahun rata – rata bekerja 300 hari. Waktu untuk perbaikan dan stop plant diambil sisa 35 hari.

#### a. Waktu kerja.

Pembagian waktu kerja dibagi menjadi dua bagian :

1. Karyawan non shift atau karyawan yang tidak langsung melakukan operasi pabrik. Ini meliputi karyawan kantor, dengan jam kerja sebagai berikut :

- Hari senin sampai jum'at : Jam 07.00 – 14.30
- Hari sabtu : Jam 07.00 - 13.00

2. Karyawan shift atau karyawan yang berhubungan langsung dengan proses pabrik. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu, maka pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

- Shift I = 07.00 - 15.00 (siang).
- Shift II = 15.00 - 23.00 (sore).
- Shift III = 23.00 - 07.00 (malam).

Jadi setiap orang bekerja selama 8 jam sehari dan tiap shift bekerja secara bergiliran jam kerja pada pagi, siang, dan malam hari.

#### **X.7.Jaminan Sosial.**

Jaminan sosial yang diberikan kepada karyawan adalah berupa :

##### 1. Tunjangan.

Tunjangan berupa gaji diberikan berdasarkan jabatan, pengalaman serta ijazah pendidikan. Tunjangan lembur diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja.

##### 2. Cuti.

Cuti diberikan selama 12 hari dalam setahun dan karyawan masih mempunyai hak mendapat cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.

##### 3. Pakaian Kerja.

Setiap karyawan diberikan dua stel pakaian dalam setahun.

##### 4. Pengobatan

Ongkos pengobatan karyawan apabila sakit akan ditanggung oleh perusahaan.

*BAB XI*

*ANALISA EKONOMI*

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



## BAB XI

### ANALISA EKONOMI

Perhitungan dan analisa ekonomi perlu dilakukan setelah seluruh perhitungan teknik selesai dilakukan untuk mengetahui kelayakan pendirian suatu pabrik.

- Laju Pengendalian Modal (ROI )
- Waktu Pengembalian Modal (POT)
- Break Event Point (BEP)
- Profit Margin (PM)
- Internal Rate of Return (IRR)

Untuk mengetahui faktor-faktor di atas, terlebih dahulu perlu diketahui :

1. Total Capital Investment
2. Total Production Cost

#### **XI.1. Total Capital Investment**

Total capital investment diartikan sebagai jumlah seluruh modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik dari mulai menjalankan usaha sampai menarik hasil penjualan.

Total capital investment secara garis besar dapat dibagi atas 2 bagian yaitu :

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

Yaitu modal yang diperlukan untuk membeli peralatan-peralatan pabrik yang akan dipakai dipabrik selama operasi dan biaya saat pendirian pabrik.

### b. Working Capital Investment (WCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik mulai awal proses produksi sampai mampu menari hasil penjualan. Modal ini terdiri atas :

- Modal kerja untuk pembelian bahan baku
- Biaya produksi
- Pajak
- Gaji Karyawan

Jumlah modal investasi total adalah jumlah investasi tetap ditambahkan modal kerja.

Sehingga modal investasi total : FCI + WCI dan pada pendirian pabrik metil etil keton dengan kapasitas 10.000 ton pertahun adalah sebesar 28.450.000.000,-

### XI.2. Total Product Cost

Total product cost terdiri dari :

#### a. Manufacturing cost

Manufacturing cost adalah pembelian bahan baku, upah buruh, biaya supervisi langsung, perawatan dan perbaikan, utilitas, operating supplay, laboratorium dan patent dan royalty.

- Fixed Charges

Yaitu biaya-biaya tetap yang tidak bergantung pada biaya produksi. Biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.

- Plank Overhead Cost

Terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan, pengepakan, fasilitas rekreasi, penerangan dan transfortasi.



## b. General Expenses

Yaitu biaya umum yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, biaya penelitian dan pengembangan, serta pajak pendapatan.

Jadi total product cost adalah manufacturing cost ditambah general expenses dan diperoleh Rp 14.187.546.880,-

### XI.3. Perkiraan Laba/Rugi Usaha

- Laba sebelum pajak = Rp. 8.062.453.120,-
- Pajak = Rp. 2.418.735.936,-
- Laba setelah pajak = Rp. 5.643.717.184,-

### XI.4. Aspek analisa Ekonomi

#### 1. Profit Margin (PM)

Merupakan prosentase yang menunjukkan perbandingan antara keuntungan sebelum pajak terhadap penjualan

$$\begin{aligned} \text{PM} &= \frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{total penjualan}} \times 100\% \\ &= 36,24\% \end{aligned}$$

#### 2. Break Even Point (BEP)

Merupakan titik keseimbangan antara penerimaan dan pengeluaran dan merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas yaitu dengan cara membuat kurva antara kapasitas dengan unit cost dan dari perhitungan diperoleh BEP 39%.

### 3. Return On Investment (ROI)

Merupakan prosentase pengembalian modal tiap tahun

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Penghasilan bersih}}{\text{Total modal investasi}} \times 100\% \\ &= 19,84\% \end{aligned}$$

### 4. Pay Out Time (POT)

Merupakan jangka waktu pengembalian modal dengan anggapan pabrik beroperasi pada kapasitas penuh tiap tahun

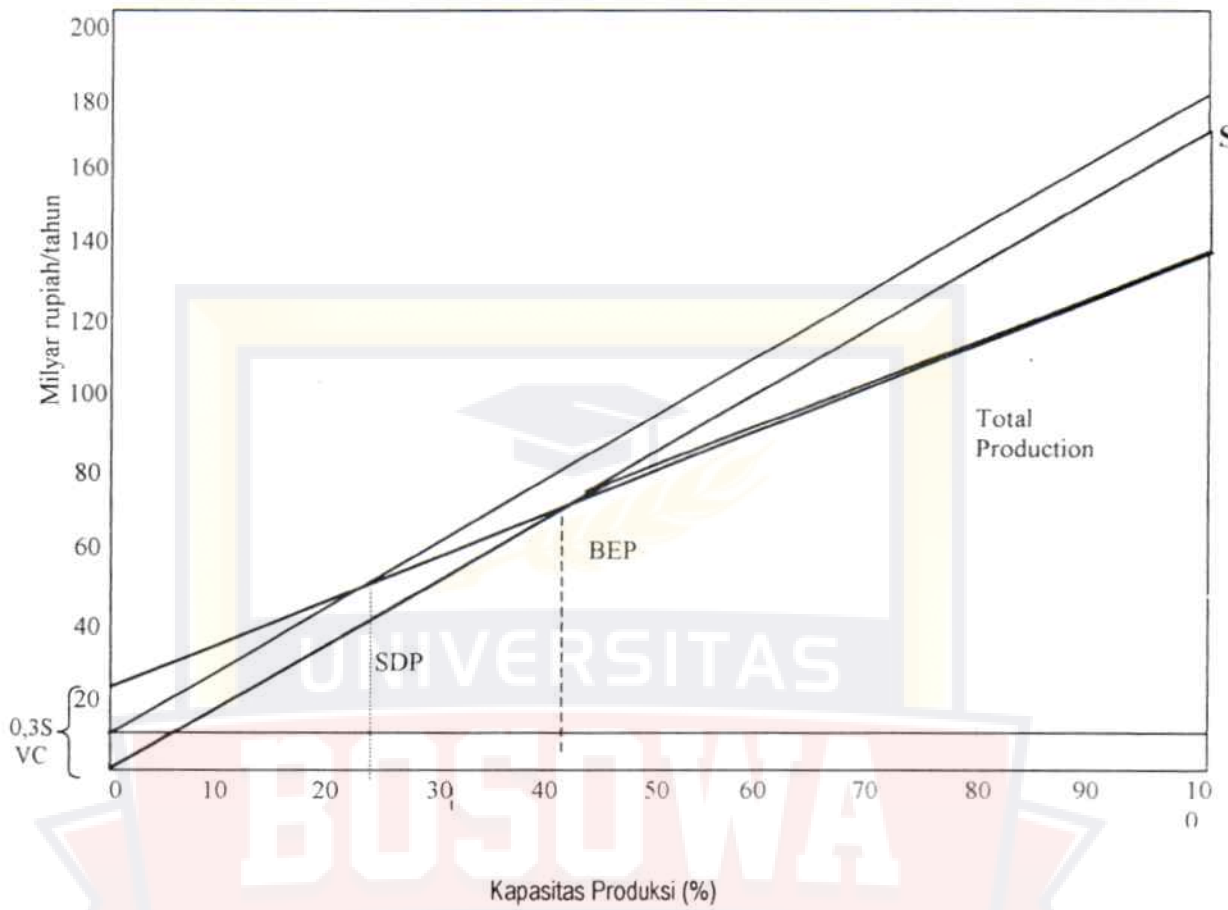
$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{FCI}}{\text{laba bersih/thn} + \text{depresiasi/thn}} \\ &= 4,1 \text{ tahun} \end{aligned}$$

### 5. Internal Rate of Return (IRR)

Merupakan tingkat pengembalian uang rata-rata yang dinyatakan dalam persen dari seluruh pengeluaran sejak modal diinvestasikan.

$$\text{IRR} = 28,65\%$$

Gambar XI. Grafik Break Event Point (BEP)



Keterangan :

- BEP = Break Event Point
- FC = Fixed Cost
- VC = Variabel Cost
- S = Total Penjualan
- SDP = Shut Down Point

**CASH FLOW**

Tahun	Kapasitas (%)	Modal Sendiri (Rp.)	Modal Pinjaman (Rp.)	Total Inventaris (Rp.)	Penjualan (Rp.)	Biaya Operasi (Rp.)	Laba Kotor (Rp.)	Laba Bersih (Rp.)
-1	-	-	-	-	-	-	-	-
0	-	-	21.337.500,000	21.337.500,000	-	-	-	-
1	35	-	-	-	9.537.500,000	4.965.641,408	4.571.858,592	3.428.893,944
2	75	-	-	-	13.625.000,000	7.093.773,440	6.531.226,560	4.898.419,920
3	90	-	-	-	20.437.500,000	10.640.660,160	9.796.839,840	7.347.629,880
4	100	-	-	-	24.525.000,000	12.768.792,190	11.756.207,810	8.817.155,858
5	100	-	-	-	27.250.000,000	14.187.546,880	13.062.453,120	9.796.839,840
6	100	-	-	-	27.250.000,000	14.187.546,880	13.062.453,120	9.796.839,840
7	100	-	-	-	27.250.000,000	14.187.546,880	13.062.453,120	9.796.839,840
8	100	-	-	-	27.250.000,000	14.187.546,880	13.062.453,120	9.796.839,840
9	100	-	-	-	27.250.000,000	14.187.546,880	13.062.453,120	9.796.839,840
10	100	-	-	-	27.250.000,000	14.187.546,880	13.062.453,120	9.796.839,840

Depresiasi (Rp.)	Pengembalian Pinjaman (Rp.)	Bunga 20% (Rp.)	Pinj. Yg Hrs Dikembalikan (Rp.)	Sisa Pinjaman (Rp.)	Pajak (Rp.)	Cashflow (Rp.)
-	-	-	9,658,735,180	15,946,264,820	1,142,964,648	9,538,960,312
6.110.066.368	5,391,235,180	4,267,500,000	8,580,488,144	10,555,029,640	1,632,806,640	11,008,486,288
6.110.066.368	5,391,235,180	3,189,252,964	7,502,241,108	5,163,794,460	2,449,209,960	13,457,696,248
6.110.066.368	5,391,235,180	2,111,005,928	6,423,994,072	(227,440,720)	2,939,051,953	14,927,222,226
6.110.066.368	5,391,235,180	1,032,758,892	5,345,747,036	(5,618,675,900)	3,265,613,280	15,906,906,208
6.110.066.368	5,391,235,180	(45,488,144)	4,267,500,000	(11,009,911,080.00)	3,265,613,280	15,906,906,208
6.110.066.368	5,391,235,180	(1,123,735,180.00)	3,189,252,964	(16,401,146,260.00)	3,265,613,280	15,906,906,208
6.110.066.368	5,391,235,180	(2,201,982,216.00)	2,111,005,928	(21,792,381,440.00)	3,265,613,280	15,906,906,208
6.110.066.368	5,391,235,180	(3,280,229,252.00)	0	0	3,265,613,280	15,906,906,208
6.110.066.368	0	0	0	0	3,265,613,280	15,906,906,208
6.110.066.368	0	0	0	0	3,265,613,280	15,906,906,208



Net. Cashflow (Rp.)	$1/(1+i)^n$
4.147.725,132	6,154,167,943
5.617.251,108	4,582,096,270
8.066.461,068	3,613,895,807
9.535.987,046	2,586,141,036
10.515,671,028	1,777,981,466
10.515,671,028	1,147,084,817
10.515,671,028	740,054,721
10.515,671,028	477,454,658
15.906.906,208	308,035,263
15.906.906,208	198,732,428
	<b>21.585.644.409</b>

*BAB XII*  
*KESIMPULAN*

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



## BAB XII KESIMPULAN

Pabrik Metil Etil Keton (MEK) direncanakan berproduksi dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dengan kemurnian 99%. Bahan baku yang digunakan adalah Secunder Butil Alkohol (SBA) dengan kemurnian 99%.

Lokasi pendirian pabrik direncanakan disebelah hilir sungai Ladi Pulau Batam dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dan menggunakan sistem organisasi garis dan staff. Tenaga kerja yang dipergunakan berjumlah 176 orang.

Hasil analisa ekonomi menunjukkan bahwa pabrik metil etil keton layak untuk didirikan.

Hasil analisa terhadap aspek ekonomi adalah :

- 1. Investasi = Rp. 28.450.000.000
- 2. Return on Investment = 32,4%
- 3. Break Even Point = 39%
- 4. Pay Out Time = 4,1 Tahun
- 5. Internal Rate On Return = 28.65%



## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and Newton, R. D., 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw-Hill Book Company, New York.
- Austin, G. T., 1987, "*Shreve's Chemical Process Industries*", 5<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Badger, W. L., and Banchero, J. T., 1957, "*Introduction to Chemical Engineering*", McGraw-Hill International, Singapore).
- Biro Pusat Statistik, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia, Impor Menuju Jenis Barang dan Negara Asal", Surabaya.
- Brown, G. G., 1978, "*Unit Operation*", Modern asia Edition, John Willey and Sons, Inc., Tokyo.
- Brownell, L. E., and Young, E. H., 1979, "*Processes Equipment Design*", Willey Easthern Limited, New Delhi.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., 1983, "*Chemical Engineering*", 1<sup>st</sup> edition, volume 6, Pergamon Press, Oxford.
- Foust, A. S., 1980, "*Principles of Unit Operation*", 2<sup>nd</sup> edition, John willey and Sons, New York.
- Gean Koplis, C. J., 1978, "*Transport Process and Unit Operation*", 2<sup>nd</sup> edition, Allyn & Bacon Inc., Boston.
- Hougen, O. A., Watson K. M. and Ragat, R. A., 1954, "*Chemical Process Principles*", 2<sup>nd</sup> edition, John willey and Sons, New York.
- Hugot, E., and Jenkins, G. H., 1960, "*Handbook of Cane Sugar Engineering*", 4<sup>th</sup> edition, Elseveir Publishing Company Prince Town
- Kern, D. G., 1965, "*Process Heat Transfer*", International Student edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
- Keyes, F. and Clark, R. S., 1959, "*Industrial Chemistry*", 2<sup>nd</sup> edition, John willey and Sons Inc., New York.

Kirk, K. E. and Othmer, D. F., 1979, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3<sup>rd</sup> edition, volume 3 & supplement, The Interscience Encyclopedia, John Wiley and Sons, Inc., New York.

McCabe, Smith and Harriott, 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill international Book Company, New York.

McKetta John, 1978, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3<sup>rd</sup> edition, volume 1 dan 7, McGraw-Hill International Book Company, New York.

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

Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1981, "*Plants design Economics for Chemical Engineers*", 3<sup>rd</sup> edition, McGraw-Hill Book Company, Singapore.

Smith, J. M., and Van Ness, H. C., 1975, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 3<sup>rd</sup> edition, McGraw-Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.

Treybal, R. E., 1955, "*Mass Transfer Operation*", International Student Edition, Kogakusha Company, Tokyo.

Ulrich, G. D., 1984, "*A Guide of Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Willey & Sons, Inc., New York.

Vilbrant, F. C., and Dryden, C. E., 1959, "*Chemical Engineering Plant Design*", 4<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill Kogakusha, Ltd., Tokyo.



LAMPIRAN A

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



## LAMPIRAN A

## PERHITUNGAN NERACA BAHAN

SBA : Sec. Butil Alkohol

MEK : Metil Etil Keton

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Kapasitas Produksi : 10.000 ton/tahun

Dalam satu tahun :  $300 \times 24 \text{ jam} = 7.200 \text{ jam}$

Kapasitas produksi :  $10.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{7.200 \text{ jam}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{1 \text{ ton}}$

: 1.388,8889 kg jam MEK (99% berat)

Reaksi dehydrogenasi berlangsung dengan konversi 95%

Reaksi :  $\text{SBA}_{(g)} \longrightarrow \text{MEK}_{(g)} + \text{H}_2_{(g)}$

Dengan mengambil basis 1 mola umpan yang terdiri dari :

SBA = 0,99 mol

2-Butena = 0,01 mol

Maka SBA yang bereaksi :  $0,99 \times 0,95 = 0,9405 \text{ mol}$

MEK yang terbentuk = 0,9405 mol

SBA yang tidak bereaksi =  $0,99 - 0,9405 = 0,0495 \text{ mol}$

$\text{H}_2$  yang terbentuk = 0,9405 mol

2-Butena yang terikut = 0,01 mol

Sehingga :

$$X_f = \frac{0,9405 + 0,01}{0,9405 + 0,9405 + 0,01 + 0,0495}$$

Pada kolom atas SP-2 diharapkan konsentrasi keluar  $H_2$  sebanyak 95% dan pada kolom bawah SP-2 diharapkan tidak ada.

Pada separator - 2 (SP-2), liquid keluar pada kolom bawah sebanyak 1.447,3684 kg/jam.

Neraca massa total

$$F = V + W$$

Neraca massa komponen :

$$X_f F = yV + x_w W$$

Dimana :

$$- W = 1.447,3684 \text{ kg/jam}$$

- BM campuran MEK dan SBA adalah :

$$= 0,99 (72,1072) + 0,01 (74,1231)$$

$$= 72,1274 \text{ kg/km mol}$$

Sehingga :

$$- W = \frac{1.447,3684 \text{ kg/jam}}{72,1274 \text{ kg/kg mol}}$$

$$= 20,0668 \text{ kg mol/jam}$$

Sehingga neraca massa total :

$$F = V + 20,0668$$

Neraca massa komponen :

$$0,4898 F = 0,95V + 0$$

Maka :

$$\begin{array}{r|l} F = & V + 20,0668 & 0,95 \\ 0,4898 F = & 0,95 V + 0 & 1 \end{array}$$

$$0,95 F = 0,95 V + 19,0635$$

$$0,4898 F = 0,95 V + 0$$

$$0,4602 F = 19,0635$$

$$F = 41,4244 \text{ kgmol/jam}$$

$$V = 21,6692 \text{ kgmol/jam}$$

Maka :

$$F = 41,4244 \text{ kgmol/jam} \times 37,8279 \text{ kg/kg mol}$$

$$= 1.566,9981 \text{ kg/jam}$$

Sedangkan :

$$\text{BM campuran untuk uap meninggalkan SP-2}$$

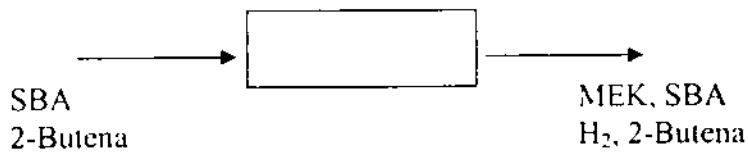
$$= 0,95 (2,0159) + 0,05 (72,1072)$$

$$= 5,5205 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{Maka } V = 21,6672 \text{ kgmol/jam} \times 5,5205 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 119,6246 \text{ kg/jam}$$

## 1. Reaktor (R-410)



Reaksi dehydrogenasi yang terjadi



Reaksi terjadi pada suhu 350-500°C dengan konversi 95%.

Umpan masuk reaktor sebanyak : 1.566,9981 kg/jam

Maka : SBA =  $0,99 \times 1.566,9981 \text{ kg/jam} = 1.551,3281 \text{ kg/jam}$

2-Butena =  $0,01 \times 1.566,9981 \text{ kg/jam} = 15,6700 \text{ kg/jam}$

Sehingga :

SBA masuk reaktor : 1.551,3281 kg/jam  
: 20,99291 kgmol/jam

SBA yang terhidrogenasi :  $0,95 \times 20,99291 \text{ kgmol/jam}$   
: 19,8826 kgmol/jam  
: 1.473,7599 kg/jam

SBA yang tidak bereaksi :  $1.551,3281 - 1.473,7599$   
: 77,5682 kg/jam

MEK yang terbentuk : 19,8826 kgmol/jam  
: 1.433,6786 kg/jam

H<sub>2</sub> yang terbentuk : 19,8826 kgmol/jam  
: 40,0813 kg/jam

2-Butena yang terikut : 15,6700 kg/jam

Jadi komposisi komponen masuk dan keluar reaktor :

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
MEK	-	1.433,6786
SBA	1.551,3281	77,5682
H <sub>2</sub>	-	40,0813
2-Butena	15,6700	15,6700
Total	1.566,9981	1.566,9981

## 2. Condensor Partial (E-420)



Komposisi Umpan Masuk

Komponen	(kg/jam)	(kg/jam)
MEK	1.433,6786	19,8826
SBA	77,5682	1,0465
H <sub>2</sub>	40,0813	19,8826
2-Butena	15,6700	0,2793
Total	1.566,9981	1.566,9981

H<sub>2</sub> dan 2-Butena mempunyai tekanan uap yang sangat besar, sehingga dianggap tidak mengalami pengembunan.

$$P_{V \text{ MEK}} = 146,6556$$

$$P_{V \text{ SBA}} = 12,9368$$

Komponen	Kgmol/jam	X
MEK	19,8826	0,9500
SBA	1,0465	0,0500
Total	20,9291	1,0000



Dengan mengambil noncondensables ( $H_2$  dan 2-Butena) sebagai tie komponen, diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan parsial noncondensable} &= \text{Tek. Total} - (Pv_{\text{MEK}} + Pv_{\text{SBA}}) \\ &= 3800 - (146,6556 + 12,9368) \\ &= 3.640,4076 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Laju alir MEK dalam fasa uap :

$$\text{Laju alir noncondensable} \times \frac{\text{tekanan uap MEK}}{\text{tek. partial noncondensable}}$$

Laju alir MEK dalam fasa uap :

$$\begin{aligned} &= 20,7619 \text{ kgmol/jam} \times \frac{12,9368 \text{ mmHg}}{3.640,4076 \text{ mmHg}} \\ &= 0,0716 \text{ Kgmol/jam} \\ &= 3,3072 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} \text{MEK yang terkondensasi} &= 1.433,6786 - 58,5655 \\ &= 1.375,1131 \text{ kg jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SBA yang terkondensasi} &= 77,5682 - 5,3072 \\ &= 72,261 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka :

Umpan masuk ke menara destilasi =

MEK : 1.375,1131 kg/jam

SBA : 72,261 kg/jam

---

1.447.3741 kg/jam

dan :

Komposisi upa masuk SP-2

MEK : 58,5655 kg/jam

SBA : 5,3072 kg/jam

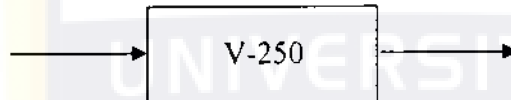
H<sub>2</sub> : 40,0813 kg/jam

2-Butena : 15,6700 kg/jam

---

119,6240 kg/jam

### 3. Vaporizer (V-250)



Feed yang masuk ke vaporizer berasal dari liquida preheater dan liquida recycle dari separator.

Misalkan feed yang masuk ke vaporizer = F Kg

Pada vaporizer feed diupakan sebanyak 80% (Kern, 1984).

Yang tidak terupakan (liquida) direcycle kembali ke vaporizer yaitu sebanyak (100%

- 80%)F = 0,2 F

Liquida dari preheater sebanyak 1.566,9981 kg/jam, sehingga :

$$F = 1.566,9981 + 0,2 F$$

$$0,8 F = 1.566,9981$$

$$F = 1.958,7476 \text{ kg}$$

Liquida yang direcycle :

$$= 0,2 f$$

$$= 0,2 \times 1.958,7476 \text{ kg}$$

$$= 391,7495 \text{ kg}$$

Jadi :

Feed yang masuk ke vaporizer sebanyak 1 kg :

- SBA	: 0,99 x 1.958,7476	= 1.939,1601 kg
- 2-Butena	: 0,01 x 1.958,7476	= 19,5875 kg
		<hr/>
		1.958,7476 kg

Yang menuju separator terdiri dari :

- Uap	: 80% x 1.958,7476	= 1.566,9981 kg
- Liquida	: 20% x 1.958,7476	= 391,7495 kg
		<hr/>
		1.958,7476 kg

Uap terdiri dari :

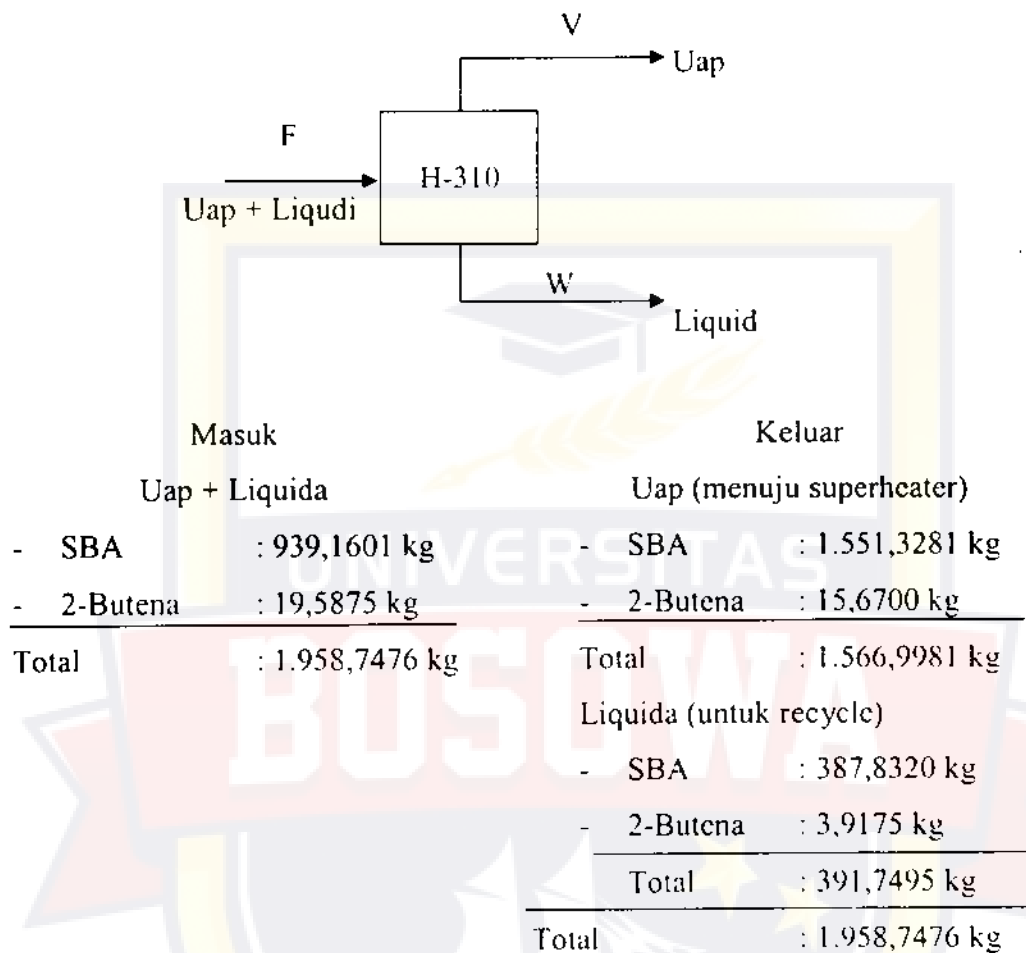
- SBA	: 0,99 x 1.566,9981	= 1.550,3281 kg
- 2-Butena	: 0,01 x 1.566,9981	= 15,6700 kg
		<hr/>
		1.566,9981 kg

Liquida terdiri dari .

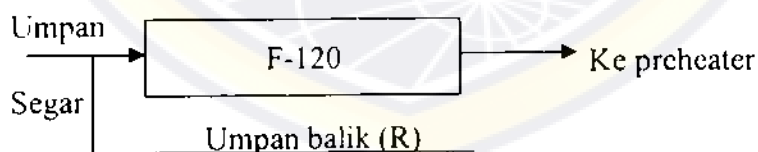
- SBA	: 0,99 x 391,7495	= 387,8320 kg
- 2-Butena	: 0,01 x 391,7495	= 3,9175 kg
		<hr/>
		391,7495 kg

Masuk Liquida		Keluar Uap + Liquida	
- SBA	: 1.939,1601 kg	- SBA	: 939.1601 kg
- 2-Butena	: 19.5875 kg	- 2-Butena	: 19.5875 kg
Total	: 1.958,7476 kg	Total	: 1.958,7476 kg

#### 4. Separator (H-310)



#### 5. Tangki Umpan (F-120)



Feed yang masuk ke tangki umpan berasal dari umpan segar dan umpan balik dari menara destilasi.

- Umpan balik (R), mengandung sec-buthyl alkohol sebanyak 58,4798 kg jam

- Feed yang masuk ke tangki umpan = feed yang masuk ke reaktor yaitu sebanyak 1.566,9981 kg/jam.

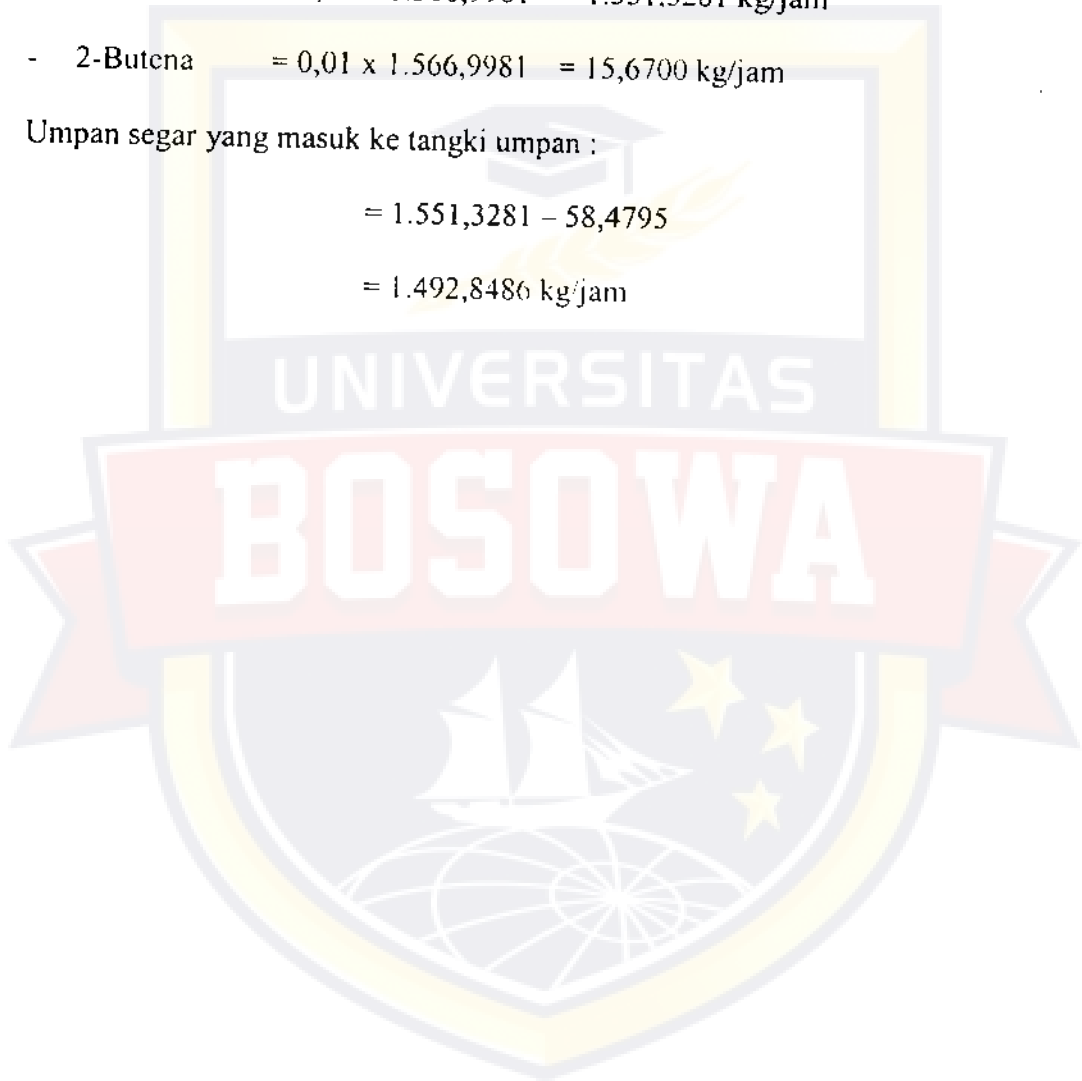
Jadi :

- SBA =  $0,99 \times 1.566,9981 = 1.551,3281$  kg/jam
- 2-Butena =  $0,01 \times 1.566,9981 = 15,6700$  kg/jam

Umpan segar yang masuk ke tangki umpan :

$$= 1.551,3281 - 58,4795$$

$$= 1.492,8486 \text{ kg/jam}$$





LAMPIRAN B

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



## LAMPIRAN B

### PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis : 1 jam operasi

Suhu referensi : 25°C

#### 1. Tangki Umpan (F-120)

Panas yang masuk ke tangki umpan berasal dari panas sec-buthyl alcohol (SBA) dari hasil bawah menara destilasi dan dari tangki umpan segar.

CpL dari cairan :

CpL dapat dinyatakan dalam bentuk  $a + bT$  yang diperoleh dari persamaan STERNLING – BROWN, yaitu :

$$\frac{CpL - Cp^o}{1,98} = (0,5 + 2,200)(3,67 + 11,64(1 - Tr)^4) + \frac{0,634}{1 - Tr}$$

dimana :

$Cp^o$  = kapasitas panas dari gas yang dinyatakan dalam bentuk :

$$Cp^o = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$Tr = \frac{T}{Tc}$$

Untuk sec-buthyl alcohol

$$A = 1,374$$

$$C = -5,561$$

$$Tc = 536 \text{ K}^o$$

$$B = 1,014 \times 10^{-1}$$

$$D = 1,014 \times 10^{-8}$$

$$\omega = 0,576$$

$$\text{Maka } C_p^\circ = 1,374 + 1,014 \times 10^{-1} (298) - 5,561 \times 10^{-5} (298)^2 + 1,140 \times 10^{-8} (298)^3$$

$$C_p^\circ = 26,9545 \text{ kkal/kmol}^\circ\text{K}$$

Jadi :

$$\text{Pada } T = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$C_p = 26,9545 \text{ kkal/mol}^\circ\text{K}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{298}{536} = 0,556$$

$$\frac{C_{pL} - 26,9545}{1,98} = (0,5 + 2,2 (0,576)(3,67 + 11,64(1 - 0,556)^4 + \frac{0,634}{1 - 0,556}))$$

$$C_{pL} = 46,3750 \text{ kkal} \cdot \text{kmol}^\circ\text{K}$$

Hasil bawah menara destilasi yaitu sec-buthl alcohol pada  $100^\circ\text{C} = 373^\circ\text{K}$ . Pada suhu ini diperoleh :

$$C_p^\circ = 32,051 \text{ kkal/kmol }^\circ\text{K}$$

$$C_{pL} = 52,5360 \text{ kkal/kmol }^\circ\text{K}$$

$$a = 46,375$$

$$b = \frac{52,5360 - 46,375}{75} = 0,082$$

maka :

$$HT = \int_{T_o}^T C_{pL} dt = \int_{T_o}^T (a + bT) dt$$

$$H_{373} = a(T - T_o) + \frac{1}{2} b(T^2 - T_o^2)$$

$$= 46,3750 (373 - 298) + \frac{1}{2} \times 0,0821 (373^2 - 298^2)$$

$$= 3478 + 2063,825$$



$$= 5541,45 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 74,760 \text{ kkal/kg}$$

Umpan segar masuk ke tangki umpan pada  $32^\circ\text{C} = 305^\circ\text{K}$

Pada  $305^\circ\text{K}$  :

Untuk sec-buthyl alcohol (SBA) :

$$C_p = 27,451$$

$$C_{pL} = 46,845$$

$$a = 46,375$$

$$b = \frac{46,845 - 46,375}{7} = 0,067$$

$$T_r = \frac{305}{536} = 0,569$$

Jadi :

$$\begin{aligned} H_{305} &= a(T - T_0) + \frac{1}{2} b(T^2 - T_0^2) \\ &= 46,375 (305 - 298) + \frac{1}{2} 0,067 (305^2 - 298^2) \\ &= 466,029 \text{ kkal/kmol} \\ &= 6,287 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Untuk 2-Butena :

$$A = 0,105 \quad C = -2,431 \times 10^{-5} \quad T_c = 435,6 \text{ K}^\circ$$

$$B = 7,054 \times 10^{-1} \quad D = -0,147 \times 10^{-9} \quad \omega = 0,202$$

Pada  $T = 25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}$

$$C_p^\circ = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$C_p^\circ = 0,105 + 7,054 \times 10^{-2} (298) + (-2,431 \times 10^{-5} (298)^2 + (-0,147 \times 10^{-9} (298)$$

$$C_p^\circ = 18,963$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^\circ}{1,98} = \left\{ (0,5 + 2,2 \omega) \left( 3,67 + 11,64(1 - T_r)^4 + \frac{0,634}{1 - 0,556} \right) \right\}$$

$$= \left\{ (0,5 + 2,2 \times 0,202) \left( 3,67 + 11,64(1 - 0,648)^4 + \frac{0,634}{1 - 0,648} \right) \right\}$$

$$C_{pL} = 29,794$$

Maka : pada  $T = 32^\circ\text{C} = 305^\circ\text{K}$

$$C_p^\circ = 19,354$$

$$a = 29,794$$

$$C_{pL} = 30,345$$

$$b = \frac{30,345 - 29,794}{7}$$

$$T_r = \frac{305}{435,6} = 0,7$$

$$b = 0,079$$

Jadi :

Jadi :

$$H_{305} = a(T - T_0) + \frac{1}{2} b(T^2 - T_0^2)$$

$$= 29,794(305 - 298) + \frac{1}{2} 0,079 (305^2 - 298^2)$$

$$= 375,288 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 6,689 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Sehingga dari umpa balik} = 58,4795 \text{ kg} \times 74,760 \text{ kkal/kg}$$

$$= 4371,927 \text{ kkal}$$

Pana dari umpan segar :

$$\text{Dari SBA} = 1.492,8486 \text{ kg} \times 6,287 \text{ kkal/kg} = 9385,539 \text{ kkal}$$

$$\text{Dari 2-Butena} = 15,6700 \text{ kg} \times 6,689 \text{ kkal/kg} = 104,817 \text{ kkal}$$

$$13.862,283 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= \text{panas keluar} \\ &= 13.862,283 \text{ kkal} \end{aligned}$$

## 2. Preheater (E-130)

$$\begin{aligned} \text{Panas yang masuk ke preheater} &= \text{panas yang keluar dari F-120} \\ &= 13.862,283 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Suhu umpan masuk preheater :

$$\text{Panas masuk} = (m H_{TK})_{\text{SBA}} + (m H_{TK})_{\text{2-Butena}}$$

$$\text{Dicoba pada suhu } 34,769^{\circ}\text{C} = 307,769^{\circ}\text{K}$$

Pada  $307,769^{\circ}\text{K}$

$$H_{\text{SBA}} = 8,8310 \text{ kkal/kg}$$

$$H_{\text{2-Butena}} = 10,3704 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= (1.551,3281 \times 8,831) + (15,6700 \times 10,3704) \\ &= 13.862,283 \text{ kkal} \end{aligned}$$

jadi suhu masuk preheater =  $34,761^{\circ}\text{C}$

Panas keluar pada suhu  $98^{\circ}\text{C} = 371^{\circ}\text{K}$

Untuk SBA :

$$Tr = \frac{371}{536} = 0,692$$

$$C_p^\circ = 31,921$$

$$C_{pL} = 52,332$$

$$a = 46,375$$

$$b = \frac{52,332 - 46,375}{73} = 0,082$$

$$\begin{aligned} H_{371^\circ K} &= 46,375 (371 - 298) + \frac{1}{2} \times 0,082 (371^2 - 298^2) \\ &= 5.387,692 \text{ kkal/kmol} \\ &= 72,686 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Untuk 2-Butena :

$$T_r = \frac{371}{435,6} = 0,852$$

$$C_p^\circ = 22,922$$

$$C_{pL} = 37,805$$

$$a = 29,794$$

$$b = \frac{37,805 - 29,794}{73} = 0,110$$

$$\begin{aligned} H_{371^\circ K} &= 29,794 (371 - 298) + \frac{1}{2} \times 0,110 (371^2 - 298^2) \\ &= 4.860,997 \text{ kkal/kmol} \\ &= 86,638 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Jadi panas keluar

- SBA	= 1.551,3281 x 72,686 = 112.759,834 kkal
- 2-Butena	= 15,6700 x 86,638 = 1.357,617 kal
	114.117,451 kkal

Maka

$$\begin{aligned} \text{Panas yang harus ditambahkan} &= \text{panas keluar} - \text{panas masuk} \\ &= 114.117,451 - 13.862,283 \\ &= 100.255,168 \text{ kkal} \end{aligned}$$

panas yang berasal dari gas hasil reaktor yang masuk pada suhu  $307,12^{\circ}\text{C}$  dan keluar pada suhu  $T$

Panas yang harus diberi gas hasil reaktor :

$$\Delta H = -100.255,168 \text{ kkal}$$

$$\Delta H = \int_{580,12}^T \Sigma (n_i C_p) dT$$

Component	$n_i$	$n_i A$	$n_i B 10^{-2}$	$n_i C 10^{-5}$	$n_i D 10^{-9}$
MEK	19,8826	51,9884	169,1214	-90,2907	186,2839
H <sub>2</sub>	19,8826	128,9731	4,4071	-6,5627	36,9301
SBA	1,0465	1,4390	10,6178	-5,8229	11,9385
2-Butena	0,2793	0,0293	1,9713	-0,3559	-0,0411
$\Sigma n_i C_p$	41,0910	182,4298	186,1176	-103,3559	234,5114

$$\begin{aligned} \Delta H &= \int \left( 182,4298 + 186,1176 \times 10^{-2} T - 103,3559 \times 10^{-5} T^2 + 234,5114 \times 10^{-9} T^3 \right) dT \\ &= (182,4298 (T - 580,12) + (1/2 \times 186,1176 (T^2 - 580,12^2)) \\ &\quad - (1/3 \times 103,3559 \times 10^{-5} (T^3 - 580,12^3)) + (234,511 \times 10^{-9} \times 1/4 (T^4 - 580,12^4)) \\ &= -100.255,168 \end{aligned}$$

Maka  $T$  dapat dicari dengan Trial, sehingga diperoleh :

$$T = 469,6872^{\circ}\text{K} = 196,6872^{\circ}\text{C}$$

### 3. Vaporizer (V-250)

Panas masuk ke Vaporizer berasal dari liquida recycle separator-1 (SP-1) dan dari preheater (H-1)

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk dari preheater} &= \text{panas SBA} + \text{panas } 1.357,617 \\ &= 112.759,834 + 1.357,617 \\ &= 114.117,451 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung panas liquida dari separator

Liquida terdiri dari :

$$\begin{aligned} - \text{SBA} &= 387,8320 \text{ kg} \\ - \text{2-Butena} &= 3,9175 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu : } 99,5^{\circ}\text{C} = 372,5^{\circ}\text{K}$$

Untuk SBA :

$$T_r = \frac{372,5}{536} = 0,695$$

$$C_p^{\circ} = 32,018$$

$$C_{pL} = 52,485$$

$$a = 46,375$$

$$b = \frac{52,485 - 46,375}{74,5} = 0,082$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_{372,5^{\circ}\text{K}} &= 46,375 (372,5 - 298) + \frac{1}{2} \times 0,082 (372,5^2 - 298^2) \\ &= 3.454,938 + 2.048,042 \\ &= 5.502,98 \text{ kkal/kmol} \\ &= 74,241 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Untuk 2-Butena :

$$T_r = \frac{372,5}{435,6} = 0,855$$

$$C_p^\circ = 23,000$$

$$C_{pL} = 38,048$$

$$a = 29,794$$

$$b = \frac{38,048 - 29,794}{74,5} = 0,111$$

maka :

$$\begin{aligned} H_{372,5^\circ\text{K}} &= 29,794 (372,5 - 298) + \frac{1}{2} \times 0,111 (372,5^2 - 298^2) \\ &= 2.219,653 + 2.772,350 \\ &= 4.992,003 \text{ kkal/kmol} \\ &= 88,973 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Jadi :

Panas liquida dari separator :

$$\begin{aligned} - \text{ SBA} &= 387,8320 * 74,241 = 28.793.036 \text{ kkal} \\ - \text{ 2-Butena} &= 3,9175 \times 88,973 = 348,552 \text{ kkal} \\ &229/141,588 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung suhu dari feed masuk ke vaporizer

$$\begin{aligned} \text{Suhu masuk} &= (m H_{TK})_{\text{SBA}} + (m H_{TK})_{\text{2-Butena}} \\ &= (1.939,1601 H_{TK})_{\text{SBA}} + (19,5875 H_{TK})_{\text{2-Butena}} \\ &= 143.259,039 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Coba suhu T = 98,4°C = 371,4°K

$$H_{SBA} = 73,100 \text{ kkal/kg}$$

$$H_{2\text{-Butena}} = 87,141 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q &= (1.939,1601 \times 73,100) + (19,5875 \times 87,141) \\ &= 143,459,478 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Coba suhu T = 98,3°C = 371,3°K

$$H_{SBA} = 72,9979 \text{ kkal/kg}$$

$$H_{2\text{-Butena}} = 87,0159 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q &= (1.939,1601 \times 72,997) + (19,5875 \times 87,015) \\ &= 143.259,039 \text{ kkal (trial memenuhi)} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$T = 371,3^\circ\text{K} = 98,3^\circ\text{C}$$

Menghitung panas keluar

Panas keluar TDD = panas fase uap + panas fase liquid

Karena fraksi berat 2-Butena sangat kecil, dibanding fraksi berat sec-buthyl alcohol, maka titik didih larutan  $\approx$  titik didih sec-buthyl alcohol = 99,5°C

$$\lambda \text{ (panas laten) SBA} = 134,38 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda \text{ (panas laten) 2-Butena} = 94,5 \text{ kkal/g}$$

Maka :

$\lambda_{2\text{-butena}}$  pada 99,5°C dapat dicari persamaan :

$$\lambda_2 = \lambda_1 \left( \frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right)^{0,38}$$



$\lambda_1 =$  panas laten 2-butena pada suhu 25°C (298°K)

$\lambda_2 =$  panas laten 2-butena pada suhu 99.5°C (372,5°K)

$$Tr_1 = \frac{298}{435,6} = 0,684$$

$$Tr_2 = \frac{372,5}{435,6} = 0,855$$

$$\lambda_2 = 94,5 \left( \frac{1 - 0,885}{1 - 0,684} \right)^{0,38}$$

$$\lambda_2 = 70,3 \text{ kkal/kg}$$

Untuk SBA :

$$H_{99,5} = 74,241 \text{ kkal/kg}$$

Untuk 2-Butena :

$$H_{99,5} = 88,973 \text{ kkal/kg}$$

Maka :

Panas sec-buthyl alcohol pada fase uap :  $m H + m \lambda$

$$= m(H + \lambda)$$

$$= 1.551,3281 (74,241 + 134,38)$$

$$= 323.639,6196 \text{ kkal}$$

Panas 2-Butena pada fase uap :  $m (H + \lambda)$

$$= 15,6700 (88,973 + 94,5)$$

$$= 2.875,0219 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah panas pada fase uap} &= 323.639,6196 \text{ kkal} + 2.875,0219 \text{ kkal} \\ &= 326.514,6415 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Panas liquida

- Untuk SBA :

$$\text{Pada } T = 99,5^{\circ}\text{C} \quad : \quad H = 74,241 \text{ kkal/kg}$$

- Untuk 2-Butena :

$$\text{Pada } T = 99,5^{\circ}\text{C} \quad : \quad H = 88,973 \text{ kkal/kg}$$

Sehingga :

$$\text{Panas SBA} \quad : \quad 387,8320 \times 74,241 = 28.793,036 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas 2-Butena} \quad : \quad 3,9175 \times 88,973 &= 348,552 \text{ kkal} \\ &29.141,588 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah panas keluar} &= \text{panas uap} + \text{panas liquid} \\ &= 326.514,6415 + 29.141,588 \text{ kkal} \\ &= 355.656,2295 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban vaporizer (Q)} &= \text{panas keluar} - \text{panas masuk} \\ &= 355.656,2295 - 143.259,039 \\ &= 212.397,1905 \text{ kkal} \\ &= 842.912,8919 \text{ Btu} \end{aligned}$$

menghitung kebutuhan steam :

$$\text{Suhu steam yang dipakai} = 328^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda = 888,80 \text{ Btu/lb}$$

$$\begin{aligned} \text{maka jumlah steam yang dibutuhkan} &= \frac{842.912,8919 \text{ Btu}}{888,80 \text{ Btu/lb}} \\ &= 948,3718 \text{ lb} \end{aligned}$$

#### 4. Separator (H-310)

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk ke separator} &= \text{panas keluar dari vaporizer} \\ &= 355.656,2295 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Panas keluar terdiri dari :

- Fase uap yang menuju ke superheater

$$\text{SBA} = 323.639,6196 \text{ kkal}$$

$$\text{2-Butena} = 2.875,0219 \text{ kkal}$$

$$326.514,5415 \text{ kkal}$$

- Fase liquida yang direcycle

$$\text{SBA} = 28.793,036 \text{ kkal}$$

$$\text{2-Butena} = 2.875,0219 \text{ kkal}$$

$$29.141,588 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah panas keluar} &= 326.514,6415 + 29.141,588 \\ &= 355.656,2295 \text{ kkal} \end{aligned}$$

#### 5. Superheater (E-370)

Pada superheater uap yang masuk pada 99,5°C dipanaskan hingga mencapai suhu 350°C

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk} &= \text{Panas SBA} + \text{Panas 2-Butena} \\ &= 323.639,6196 + 2875.0219 \\ &= 326.514,6415 \text{ kkal} \end{aligned}$$

menghitung panas keluar

$$\begin{aligned}\Delta H &= \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \\ &= \int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}C(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}D(T_2^4 - T_1^4)\end{aligned}$$

Untuk SBA

$$\begin{aligned}A &= 1,374 & C &= -5,561 \times 10^{-5} & T_1 &= 99,5^\circ\text{C} \\ B &= 1,014 \times 10^{-1} & D &= 1,140 \times 10^{-9} & &= 372,5 \text{ }^\circ\text{K}\end{aligned}$$

$$T_2 = 350^\circ\text{C} = 623 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= 1,374(623 - 372,5) + \frac{1}{4} \times 1,014 \times 10^{-1} (623^2 - 372,5^2) + \\ &\quad + \frac{1}{3} \times (-5,561 \times 10^{-5})(623^3 - 372,5^3) + \frac{1}{4} \times 1,140 \times 10^{-9}(623^4 - 372,5^4)\end{aligned}$$

$$\Delta H = 9.500,684 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H = 128,1746 \text{ kkal/kg}$$

Maka :

$$H_{350^\circ\text{C}} = H_{99,5^\circ\text{C}} + \lambda + \Delta H$$

$$H_{350^\circ\text{C}} = 74,241 + 134,38 + 128,1746$$

$$H_{350^\circ\text{C}} = 336,7956 \text{ kkal/kg}$$

Untuk 2 – Butena

$$A = 0,105 \quad C = -2,431 \times 10^{-5} \quad T_1 = 99,5^\circ\text{C}$$

$$B = 7,054 \times 10^{-1} \quad D = -0,147 \times 10^{-9} \quad = 372,5 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 350^\circ\text{C} = 623 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\Delta H = 0,1054(623 - 372,5) + \frac{1}{4} \times 7,054 \times 10^{-1} (623^2 - 372,5^2) + \\ + \frac{1}{3} \times (-2,431 \times 10^{-5})(623^3 - 372,5^3) + \frac{1}{4} \times -0,147 \times 10^{-9}(623^4 + 372,5^4)$$

$$\Delta H = 7.276,264 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H = 129,6855 \text{ kkal/kg}$$

Maka :

$$H_{350^\circ\text{C}} = H_{99,5^\circ\text{C}} + \lambda + \Delta H$$

$$H_{350^\circ\text{C}} = 88,973 + 70,3 + 129,6855$$

$$H_{350^\circ\text{C}} = 288,9585 \text{ kkal/kg}$$

Panas keluar

- Panas SBA =  $1.551,3281 \times 336.7956 = 552.480,4782 \text{ kkal}$
- 2 - Butena =  $15,6700 \times 288.9585 = 4.527,979 \text{ kkal}$   
=  $527.008,4579 \text{ kkal}$

$$\begin{aligned} \text{Jadi panas yang harus ditambahkan} &= \text{panas keluar} - \text{panas masuk} \\ &= 527.008,4579 - 326.514,6415 \\ &= 200.493,8164 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan steam masuk pada suhu  $350^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam yang dibutuhkan} &= \frac{200.493,8164 \text{ kkal}}{625} \\ &= 320,7901 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

$$\Delta H = - 200.493,8164 \text{ kkal}$$

$$\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} \sum (n_i C_p) dT$$

Component	Ni	niA	niB 10 <sup>-1</sup>	niC 10 <sup>5</sup>	niD 10 <sup>9</sup>
MEK	19,8826	51,9884	169,1214	-90,2907	186,2839
H <sub>2</sub>	19,8826	128,9731	4,4071	-6,5627	36,9301
SBA	1,0465	1,4390	10,6178	-5,8229	11,9385
2-Butena	0,2793	0,0293	1,9713	-0,3559	-0,0411
Σ ni Cp	40,0910	182,4298	186,1176	-103,3559	234,5114

$$\Delta H = \int_{773}^T (182,4298 + 186,1176 \times 10^{-2} T - 103,3559 \times 10^{-5} T^2 + 234,5114 \times 10^{-9} T^3) dT$$

$$= (182,4298 (T - 773) + (1/2 \times 186,1176 (T^2 - 773^2) -$$

$$(1/3 \times 103,3559 \times 10^{-5} (T^3 - 773)^3 + (234,511 \times 10^{-9} \times 1/4 (T^4 - 773^4)$$

$$182,4298T + 0,9306T^2 - 3,4452 \times 10^{-4} T^3 + 5,8628 \times 10^{-8} T^4$$

$$- 558.926,651 = -200.493,8164$$

$$182,4298T + 0,9306T^2 - 3,4452 \times 10^{-4} T^3 + 5,8628 \times 10^{-8} T^4 - 358.432,834 = 0$$

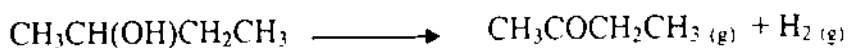
Untuk mencari T dilakukan trial dan didapatkan :

$$T = 580,12 \text{ } ^\circ\text{K} = 307,12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

## 6. Reaktor (R-410)



Reaksi yang terjadi :



SBA

MEK

Pada 25°C :  $\Delta H_f \text{ MEK} = -56,97$

$$\Delta H_f \text{ H}_2 = 0$$

$$\Delta H_f \text{ SBA} = -69,94$$

Sehingga  $H_f^{25} = (\Delta H_f \text{ MEK} + \Delta H_f \text{ H}_2) = (\Delta H_f \text{ SBA})$

$$= (-56,97 + 0) - (-69,94)$$

$$= 12,97 \text{ kkal/mol}$$

$$= 12,97 \text{ kkal/mol}$$

$$= 12970 \text{ kkal/mol}$$

$\Delta H_R = \text{Total panas masuk}$

Panas masuk reaktor berasal dari panas yang keluar dari superheater (H-2) yang terdiri dari :

- Panas SBA = 522.480,4782 kkal

- Panas 2-Butena = 4.527,9797 kkal

$$\Delta H_R = 527.008,4579 \text{ kkal}$$

Panas yang dipakai untuk reaksi :

$$\Delta H_f^{298} = 12.970 \text{ kkal/kmol} \times 20,9291 \text{ kmol}$$

$$= 271.450,427 \text{ kkal}$$

$\Delta H_p = \text{Total panas produk keluar dari reaktor}$

Panas keluar dari reaktor pada suhu 500°C

Panas produk terdiri dari :

MEK	= 19,8826 x 25.528,4237	= 507.571,4381 kkal
SBA	= 1,0465 x 29.938,7988	= 31.330,9529 kkal
2-Butena	= 0,2793 x 26.692,2213	= 7.445,1374 kkal
H <sub>2</sub>	= 19,8826 x 2.751,2500	= 54.702,0033 kkal
		610.049,5317 kkal

Hingga total panas keluar : 610.049,5317 kkal

Maka panas yang dibutuhkan reaktor (Q) :

$$Q = \Delta H_p + \Delta H_{298^\circ} - \Delta H_R$$

$$Q = 610.049,5317 + 271.450,427 - 527.008,4579$$

$$Q = 354.491,5008 \text{ kkal}$$

Kompresor

$$\text{Tekanan gas masuk kompresor} = 1 \text{ Atm}$$

$$\text{Tekanan gas keluar kompresor} = 5 \text{ Atm}$$

$$\text{Kompresi Rati (Rc)} = \frac{5 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 5$$

Karena Rc > 4, maka dipakai 2 stages dengan 1 intercooler

$$\text{Kompresi ratio untuk tiap stages} = \sqrt{5} = 2.236$$

Untuk stage 1 :

$$P_1 = 1 \text{ Atm}$$

$$P_2 = 469.6872 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P_{f1} = 1 \times 2,236 = 2,236$$



Anggap gas ideal dengan  $\alpha = 7,4$

Maka :

$$T_{f1} = T_1 \left( \frac{P_{f1}}{P_1} \right)^{\frac{\alpha-1}{\alpha}}$$

$$T_{f1} = 469,6872 \left( \frac{2,236}{1} \right)^{1,4-1}$$

$$T_{f1} = 591,0957^\circ\text{K}$$

Pada intercooler gas didinginkan hingga suhu  $357,34^\circ\text{K}$

Suhu masuk stage 2 =  $357,34^\circ\text{K}$

Maka :

$$T_{f2} = T_2 \left( \frac{P_{f2}}{P_2} \right)^{\frac{\alpha-1}{\alpha}}$$

$$T_{f2} = 357,34 \left( \frac{2,236}{1} \right)^{0,4}$$

$$T_{f2} = 469,6872^\circ\text{K} = 196,6872^\circ\text{C}$$

Panas yang harus dibuang pada intercooler = panas untuk menurunkan suhu gas dari

$591,0957^\circ\text{K}$  menjadi  $357,34^\circ\text{K}$

$$Q = \int_{357,34}^{591,0957} (n_i C_p) dT$$

Component	Ni	niA	niB 10 <sup>-2</sup>	niC 10 <sup>-5</sup>	niD 10 <sup>-9</sup>
MEK	19,8826	51,9884	169,1214	-90,2907	186,2839
H <sub>2</sub>	19,8826	128,9731	4,4071	-6,5627	36,9301
SBA	1,0465	1,4390	10,6178	-5,8229	11,9385
2-Butena	0,2793	0,0293	1,9713	-0,3559	-0,0411
∑ ni Cp	40,0910	182,4298	186,1176	-103,3559	234,5114

$$\Delta H = \int_{773}^T (182,4298 + 186,1176 \times 10^{-2} T - 103,3559 \times 10^{-5} T^2 + 234,5114 \times 10^{-9} T^3) dT$$

$$= (182,4298 (591,0957 - 375,34) + 1,2 \times 186,1176 (591,0957^2 - 375,34^2) -$$

$$(1/3 \times 103,3559 \times 10^{-5} (591,0957^3 - 375,34^3) +$$

$$(234,511 \times 10^{-9} \times 1/4 (591,0957^4 - 375,34^4))$$

$$Q = 199.726,7692 \text{ kkal} = 792.629,4515 \text{ Btu}$$

Air pendingin masuk pada suhu 86°F dan keluar pada suhu 110°F

$$\text{Air yang dibutuhkan} = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

$$= \frac{792.629,4515 \text{ Btu}}{1 \times 24}$$

$$= 29.040,2824 \text{ lb/jam}$$

### 7. Cooler (E-420)

Gas dari reaktor masuk ke cooler pada suhu 196,6872°C = 469,6872°K. Didinginkan hingga keluar menuju kondensor pada suhu 113,5°C = 386,5°K

Panas masuk :

$$\text{MEK} : 19,8826 \text{ kmol} \times 14.490,9629 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 288.118,019 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} : 1,0465 \text{ kmol} \times 16.515,9480 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 17.147,597 \text{ kkal}$$

$$\text{2-Butena} : 0,2793 \text{ kmol} \times 11.269,5900 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 8.147,597 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2 : 19,8826 \times 1.069,6400 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 21.267,224 \text{ kkal}$$

$$\text{Jumlah panas masuk} = 329.816,780 \text{ kkal}$$

Panas keluar :

$$\text{MEK} : 19,8826 \text{ kmol} \times 9.713,71 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 193.113,927 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} : 1,0465 \text{ kmol} \times 16.565,04 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 5.242,314 \text{ kkal}$$

$$\text{2-Butena} : 0,2793 \text{ kmol} \times 9.256,04 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 2.585,212 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2 : 19,8826 \times 576,26 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 11.457,348 \text{ kkal}$$

$$\text{Jumlah panas masuk} = 222.398,802 \text{ kkal}$$

$$\text{Panas yang dibuang} = \text{panas masuk} - \text{panas keluar}$$

$$= 329.816,780 \text{ kkal} - 222.398,802 \text{ kkal}$$

$$= 107.417,9775 \text{ kkal}$$

$$= 426.295,649 \text{ Btu}$$

Sebagai pendingin digunakan air yang masuk pada suhu 86°F dan keluar pada suhu

110°F

$$\text{Air yang digunakan} = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{426.295,649 \text{ Btu}}{1 \times 24}$$

$$= 17.762,319 \text{ lb/jam}$$

## 8. Condensor Partial

Komponen masuk	Kg/jam	Kmol/jam	Fraksi mol
MEK	1.433,6786	19,8826	0,4839
SBA	77,55682	1,0405	0,0254
H <sub>2</sub>	40,0813	19,8826	0,4839
2-Butena	15,6700	0,2793	0,0068
Jumlah	1.566,9981	41,0910	$\sum X = 1,000$

$$\begin{aligned} \text{Fraksi mol komponen yang mengembun} &= 0,4839 + 0,0254 \\ &= 0,5093 \end{aligned}$$

Tekanan total = 5 atm

$$\begin{aligned} \text{Tekanan partial komponen yang mengembun} &= 0,5093 \times 5 \\ &= 2,5465 \text{ atm} \end{aligned}$$

Mentnukan Dew point dari komponen yang mengembun

Dicoba suhu 113,5°C = 386,5°K

Komponen	Y	K = Pv/p	X = Y/K
ME	0,9500	1,0258	0,9261
SBA	0,0500	0,6378	0,0784
$\sum Y = 1,0000$			$\sum X = 1,0045$

Jadi dew point pada suhu 113,5°C

Mencari beban panas

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol noncondensables} &= 19,8826 - 0,2793 \\ &= 20,1619 \end{aligned}$$

Ambil internal :

113,5°C, 105°C, 90°C, 70°C, 40°C

Hitung Q untuk setiap interval :

Untuk interval 113,5 - 105

$$PD = 105^{\circ}\text{C} \quad ; \quad Pv_1 = 1,98 \quad ; \quad Pv_2 = 0,06$$

$$Pv = Pv_1 + Pv_2 = 2,04$$

$$Pg = 5 - 2,04 = 2,96$$

Jadi :

$$\text{Kkmol uap MEK sisa} = 20,1619 \times \frac{0,06}{2,96} = 13,4867$$

$$\text{Kkmol MEK yang mengembun} = 29,8826 - 13,4867 = 6,3959$$

$$\text{Kmol uap SBA sisa} = 20,1619 \times \frac{0,06}{2,96} = 0,4087$$

$$\text{Kmol SBA mengembun} = 1,0465 - 0,4087 = 0,6378$$

Maka :

Panas kondensasi :

$$\begin{aligned} &= (m\lambda + m C_p \Delta T)_1 + (m\lambda + m C_p \Delta T)_2 \\ &= m (\lambda + C_p \Delta T)_1 + m (\lambda + C_p \Delta T)_2 \\ &= 6,3959 (7.251 + 29,77 \times 8,5) + 0,6378 (9620 + 32,37 \times 8,5) \\ &= 47.940,7563 + 6.311,1235 \\ &= 54.251,8798 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Panas dari uap yang tidak terkondensasi :

$$\begin{aligned} &= (n C_p \Delta T)_1 + (n C_p \Delta T)_2 \\ &= (13,4867 \times 28,77 \times 8,5) + (0,4087 \times 32,37 \times 8,5) \\ &= 3.410,5568 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Panas dari noncondesables gas :

$$\begin{aligned}
 &= (n C_p \Delta T)_1 + (n C_p \Delta T)_2 \\
 &= (19,8826 \times 23,39 \times 8,5) + (0,2793 \times 6,95 \times 8,5) \\
 &= 3.952,5586 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Jumlah panas pada interval 113,5 – 105 adalah :

$$\begin{aligned}
 &= 54.251,8726 + 3.410,5568 + 3.952,5586 \\
 &= 61.614,9952 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Pada  $T = 90^\circ\text{C} = 363^\circ\text{K}$  ;  $P_{v1} = 1,30$

$$P_{v2} = 0,03$$

$$P_v = P_{v1} + P_{v2} = 1,33$$

$$P_g = 5 - 1,33 = 3,67$$

$$\text{Kmol uap MEK sisa} = 20,1619 \times (1,3 - 3,67) = 7,1418 \text{ kmol}$$

$$\text{Kmol MEK yang mengembun} = 13,4867 - 7,1418 = 6,3449$$

$$\text{Kmol uap SBA sisa} = 20,1619 \times \frac{0,03}{3,667} = 0,1648$$

$$\text{Kmol SBA yang mengembun} = 0,4067 - 0,1648 = 0,2439$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas kondensasi} &= 6,3449 (7,312 + 27,94 \times 15) \\
 &\quad + 0,2439 \times (9785 + 31,34 \times 15) \\
 &= 51.554,2753 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Panas pada uap yang tidak terkondensasi :

$$\begin{aligned}
 &= (7,14188 \times 27,94 \times 15) + (0,1648 \times 31,34 \times 15) \\
 &= 3.070,6009 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Panas dari noncondesable gas

$$= (19,8826 \times 22,50 \times 15) + (0,2793 \times 6,94 \times 15)$$

$$= 6.739,4526 \text{ kkal}$$

Jumlah panas pada interval 105 - 90°C = 61.364,3288 kkal

Untuk interval 90 - 70°C

Pada 70°C = 343°K ;  $P_{v1} = 0,69$  ;  $P_{v2} = 0,01$

$$P_v = 0,69 + 0,01 = 0,07$$

$$P_g = 5 - 0,7 = 4,3$$

$$\text{Kkmol uap MEK sisa} = 20,1619 \times \frac{0,69}{4,30} = 3,2353$$

$$\text{Kkmol MEK yang mengembun} = 7,1418 - 3,2353 = 3,9065$$

$$\text{Kmol uap SBA sisa} = 20,1619 \times \frac{0,01}{4,30} = 0,0467$$

$$\text{Kmol SBA mengembun} = 0,1648 - 0,0467 = 0,1181$$

$$\text{Panas kondensasi} = 3,9065 (7.510 \times 26,81 \times 20) + 0,1181 \times (9825 + 30,07 \times 20)$$

$$= 32.663,8381 \text{ kkal}$$

Panas dari uap yang tidak terkondensasi :

$$= (3,2353 \times 26,81 \times 20) + (0,0467 \times 6,93 \times 20)$$

$$= 1.741,2405 \text{ kkal jam}$$

Panas dari noncondesables gas :

$$= (19,8826 \times 10,15 \times 20) + (0,2793 \times 6,93 \times 20)$$

$$= 8.063,2725 \text{ kkal jam}$$

Jumlah panas pada interval 90 - 70°C

$$= 32.663,8381 + 1.741,2405 + 8.063,2725$$

$$= 42.612,5118 \text{ kkal}$$

Untuk interval 70 - 40°C

Pada 40°C = 313°K :  $P_{v1} = 0,16$  ;  $P_{v2} = 4,8369$

$$P_v = 0,1631$$

$$P_g = 5 - 0,1631 = 4,8369$$

Jadi :

$$\text{Kmol uap MEK sisa} = 20,1619 \times \frac{0,16}{4,8369} = 0,6669$$

$$\text{Kmol MEK yang mengembun} = 3,2353 - 0,6669 = 2,5684$$

$$\text{Kmol SBA sisa} = 20,1619 \times \frac{0,0031}{4,8369} = 0,0129$$

$$\text{Kmol SBA mengembun} = 0,0467 - 0,0129 = 0,0338$$

$$\text{Panas kondensasi} = 2,5684 (9.834 + 25,06 \times 30) + 0,0338 (9.932 + 27,31 \times 30)$$

$$= 22.415,1627 \text{ kkal}$$

Panas dari uap yang tidak terkondensasi :

$$= (0,6669 \times 25,06 \times 30) - (0,0129 \times 27,31 \times 30)$$

$$= 511,9444 \text{ kkal}$$

Panas dari noncondesables gas :

$$= (19,8826 \times 19,80 \times 30) + (0,2793 \times 6,91 \times 30)$$

$$= 11.868,1633 \text{ kkal}$$



Jumlah panas pada interval 70 - 40°C

$$= 22.415,1672 + 511,9444 + 11.868.1633$$

$$= 34.795,2704 \text{ kkal}$$

Interval (°C)	Q (Kkal)
113,5 - 105	61.614,9952
105 - 90	61.364,3288
90 - 70	42.612,5118
70 - 40	34.795,2704
Total	200.387,1062

Panas yang masuk ke kondensor adalah panas dari cooler yaitu 222.398,8025 kkal.

Beban panas kondensor = 200.387,1062 kkal

Panas yang harus dihilangkan = 200.387,1062 kkal

$$= 795.250,0555 \text{ Btu}$$

Sebagai pendingin digunakan air yang masuk pada :

$$T = 86^\circ\text{F} \text{ dan keluar pada } T = 110^\circ\text{F}$$

Maka kebutuhan air pendingin :

$$\frac{Q}{C_p \Delta T}$$

$$: \frac{795.250,0444}{1 \times 24} = 33.135,4185 \text{ lb/jam}$$

### 9. SEPARATOR 2 (H-510)

Panas yang masuk ke SP-2 adalah panas yang keluar dari kondensor yang terdiri dari panas (gas + liquida) yaitu :

- Panas gas yang terkondensasi

$$\text{MEK} = 305,7588 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 30,1539 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2 = 2.077,2134 \text{ kkal}$$

$$\text{2-Butena} = 431,7586 \text{ kkal}$$

---


$$2.844,8847 \text{ kkal}$$

- Panas liquida yang menuju ke H-3

$$\text{ME} = 17.691,7926 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 986,3988 \text{ kkal}$$

---


$$18.678,1914 \text{ kkal}$$

### 10. Pemanas Umpan Destilasi (E-520)

Panas masuk ke heater adalah panas liquida keluar dari separator 2 yaitu :

$$\text{MEK} = 17.691,7926 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 986,3988 \text{ kkal}$$

$$18.678,1914 \text{ kkal}$$

Komposisi umpan masuk ke heater

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	X
MEK	1.375,1131	19,0704	0,9514
SBA	72,261	0,9749	0,0486
Total		20,0453	1,0000

Pada heater umpan dipanaskan hingga mencapai titik didihnya.

Untuk menentukan titik didihnya dilakukan trial sehingga :

$$Y = 1$$

$P_i$  = didapat dihitung dengan persamaan Antoine :

$$\ln P_i = A - \frac{B}{C + T}$$

Dimana  $A = B = C$  = konstanta Antoine

$T$  = suhu

$P_i$  = tekanan uap, mmHg

Dicoba  $T = 80,39^\circ\text{C}$ ,  $P = 760$  mmHg

Komponen	X	$K = \frac{P_i}{P_t}$	$Y = K \times X$
MEK	0,9514	1,0273	0,9774
SBA	0,0486	0,4657	0,0226
$\Sigma X = 1,0000$			$\Sigma Y = 1,0000$

Menghitung panas keluar :

$$\text{MEK} = 19,0704 \text{ kmol} \times 3633,6726 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 69.295,5900 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 0,9749 \text{ kmol} \times 3975,8500 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 3.876,0562 \text{ kkal}$$

$$73.171,6462 \text{ kkal}$$

Panas yang harus ditambahkan :

$$= 73.171,6402 - 18.678,1914$$

$$= 54.493,4548 \text{ kkal}$$

$$= 216.261,0318 \text{ Btu}$$

Menghitung kebutuhan steam :

$$\begin{aligned} \text{Suhu steam yang dipakai} &= 328^{\circ}\text{F} \\ &= 88,80 \text{ Btu jam lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka steam yang dibutuhkan} &= \frac{216.261,0318}{888,80} \\ &= 243,318 \text{ lb} \end{aligned}$$

### 11. Menara Destilasi (D-610)

- a. Umpan masuk kolom destilasi pada temperatur  $80,39^{\circ}\text{C}$

Panas dari umpan = panas keluar dari H - 3

$$\text{MEK} = 19,0704 \text{ kmol} \times 3.633,6726 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 69.295,5900 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 0,9749 \text{ kmol} \times 3.975,8500 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 3.876,0562 \text{ kkal}$$

$$\text{Total (F x Hf)} = 73.171,6462 \text{ kkal}$$

- b. Produk atas menara destilasi pada  $80^{\circ}\text{C}$

Panas dari destilat

$$\text{MEK} = 19,0704 \text{ kmol} \times 3.607,2300 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 68.791,3190 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 0,9749 \text{ kmol} \times 3.947,0200 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 733,7510 \text{ kkal}$$

$$\text{Total (C x Hd)} = 69.525,0700 \text{ kkal}$$

- c. Produk bawah menara destilasi pada  $100^{\circ}\text{C}$

Panas dari bottom

$$\text{SBA} = 58,4795 \text{ kg} \times 74,7600 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} = 4.377,9274 \text{ kkal}$$

$$\text{Total (B x Hb)} = 4.377,9274 \text{ kkal}$$

d. Panas masuk kondensor

$$\text{MEK} = 24,7081 \text{ kmol} \times 3.607,2300 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 125.200,0996 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 0,3384 \text{ kmol} \times 3.947,0200 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 1.335,6716 \text{ kkal}$$

$$\text{Total (D x Hd)} = 126.535,7712 \text{ kkal}$$

e. Panas penguapan (Tabel 3 - 178, Perry)

$$\text{MEK} = 2.502.7058 \text{ kg} \times 105,9300 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} = 265.111,6254 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 25,0823 \text{ kg} \times 134,3800 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} = 3.370,5595$$

$$\text{Total (Hb)} = 268.482,1849 \text{ kkal}$$

Total panas uap masuk kondensor :

$$V \times H_v = H_\alpha + H_b$$

$$= 126.535,7712 + 268.482,1849$$

$$= 395.017,9561 \text{ kkal}$$

f. Panas refluks

$$\text{MEK} = 15,6377 \text{ kmol} \times 3.607,2300 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 56.408,7806 \text{ kkal}$$

$$\text{SBA} = 0,1525 \text{ kmol} \times 3.947,0200 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} = 601,9206 \text{ kkal}$$

$$\text{Total (L x HL)} = 57.010,7012 \text{ kkal}$$

Panas keluar dari kondensor :

$$D \times Hd = 69.526,07 + 57.010,7012$$

$$= 395.017,9561 \text{ kkal}$$

Panas yang harus diambil dari kondensor :

$$\begin{aligned} q_c &= \text{panas masuk} - \text{panas keluar} \\ &= 395.017,9561 - 126.535,7712 \end{aligned}$$

Neraca panas keseluruhan pada menara destilasi :

$$\begin{aligned} F \times H_f + q_r &= D \times H_d + B \times H_b + q_c \\ &= 69.525,07 + 4.371,9274 + 268,1849 - 73.171,6462 \\ &= 1.068.368,665 \text{ Btu} \end{aligned}$$

Jadi

Panas yang ditambahkan pada reboiler = 1.068.368,665 Btu

$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam} &= \frac{1.068.368,665 \text{ Btu/jam}}{888,80 \text{ Btu/lb}} \\ &= 1.202,035 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$



*LAMPIRAN C*

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



## LAMPIRAN C

## PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

## 1. Pompa Ke Tangki Penyimpanan (L-115)

Fungsi : mengalirkan bahan baku (SBA) dari tangki pengangkut ke tangki penyimpan SBA.

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 2 buah

Direncanakan : SBA diisi ke dalam tangki penyimpanan dari tangki mobil yang bervolume 6.000 liter.

Pompa direncanakan untuk 0,5 jam pengisian atau sebesar

$$\frac{6.000}{0,5} = 12.000 \text{ ltr/jam}$$

$$Q_f = 0,1177 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

SBA masuk pada suhu 30°C

$$\begin{aligned} \text{Densitasn larutan : } \rho &= 0,79 \times 62,4 \\ &= 49,296 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas larutan : } \mu &= 0,3778 \text{ cp} \\ &= 0,00025 \text{ lb/ft sec} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen sehingga :

Diameter optimum : (Di opt)

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Pers. 13-14 Peter. 1980



$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times (0,1177)^{0,45} \times (49,296)^{0,13}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 2,4716 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Appendix 6-6a, Frouse)

$$D \text{ nominal} = 2,5 \text{ inchi}$$

$$\text{No Schedule} = 40$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,02058 \text{ ft}$$

$$OD = 2,875 \text{ in} = 0,2396 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal} = 0,203 \text{ in}$$

$$A_f = 0,03322 \text{ ft}^2$$

$$V = \frac{Q_f}{A_f} = \frac{0,1177 \text{ ft}^3 / \text{sec}}{0,03322 \text{ ft}^2}$$

$$V = 3,543 \text{ ft/sec}$$

$$Re = \frac{\rho \times V \times D}{\mu} = \frac{49,296 \times 3,543 \times 0,2058}{0,00025}$$

$$Re = 143.776,5953$$

$$143.776,5953 \geq 2.100 \text{ (anggapan turbulen benar)}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 110 \text{ ft}$$

Fitting :

$$2 \text{ gate valve} \quad L_e/D = 13 \times 2 = 26$$

$$2 \text{ standar elbow} \quad L_e/D = 30 \times 2 = 60$$

Resistance koefisien

$$\text{Pump exit} \quad K = 1,0$$

$$\text{Entrance} \quad K = 0,5$$

Maka :

$$Le/D = 55 + 27,5 = 82,5 \text{ (Appendix C-2d, Froust, 1980)}$$

$$\Sigma Le/D = 20 + 60 + 82,5$$

$$\Sigma Le/D = 168,5$$

$$\Sigma Le = 168,5 \times 0,2058 = 34,68 \text{ ft}$$

$$\Sigma L = 110 + 34,68 = 144,68 \text{ ft}$$

Dipilih pipa commercial steel

$$E/D = 0,0007 \text{ (Appendix C-1, Froust, 1980)}$$

$$\text{Diperoleh } f = 0,0205$$

Jumlah friksi pipa-pipa

$$\Sigma F = f \times \frac{\Sigma L \times V^2}{2gc \times D}$$

$$\Sigma F = 0,0205 \times \frac{144,68 \times 3,543^2}{2 \times 32,2 \times 0,2058}$$

$$\Sigma F = 2,8091 \text{ ft lbf/lbm}$$

Tenaga mekanik

$$- Wf = \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc \alpha} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$\frac{\Delta V^2}{2gc \alpha} = 0 \quad ; \quad \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$\Delta Z = 44 \text{ ft}$$

$$- Wf = (44 + 5,4074) \text{ ft}$$

$$- Wf = 49,4074 \text{ ft lbf/lbm}$$

Tenaga pompa

$$P = \frac{-Wf \times \rho \times Qf}{550}$$

$$P = \frac{48,4074 \times 49,296 \times 0,1177}{550} = 0,5212 \text{ Hp}$$

Efisiensi Pompa

$$\eta = 40\% \text{ (Gr. 4-7 Vibrant, 1959)}$$

$$\text{Power (P)} = \frac{0,5212}{0,40} = 1,303 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor

$$\eta = 82\% \text{ (Gbr. 4.10 Vibrant 1959)}$$

$$\text{Tenaga motor} = \frac{1,303}{0,82} = 1,5853 \text{ Hp}$$

Untuk perancangan dipakai pompa dengan motor berkekuatan 2 Hp

Dengan cara yang sama diperoleh spesifikasi untuk berbagai jenis pompa lainnya.

## 2. Tangki Penyimpanan SBA (F-110)

Fungsi: penyimpanan larutan SBA sebagai bahan baku utama untuk persediaan selama 30 hari.

Jumlah larutan yang dibutuhkan = 1.492,8486 kg/jam

Density larutan ( $\rho$ ) = 790 kg/m<sup>3</sup>

Volume larutan untuk 30 hari (V)

$$V = \frac{30 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 1.492,8486 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{790 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 1.360,5709 \text{ m}^3$$

Dipakai 4 tangki yang volumenya sama

Volume larutan tangki

$$V = \frac{1.360,5709 \text{ m}^3}{4}$$

$$V = 340,1427 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 25%

$$\begin{aligned} \text{Volume tiap tangki} &= 1,25 \times 340,1427 \text{ m}^3 \\ &= 425,1784 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah datar dan tutup atas elips.

$$\text{Ketentuan } H_{\text{silinder}} = 3 \times D$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dari sheel} &= \frac{\pi \times D^2 \times H_{\text{silinder}}}{4} \\ &= \frac{3 \times \pi \times D^3}{4} \end{aligned}$$

$$\text{Volume dari head tangki} = \frac{\pi \times D^3}{24}$$

Jadi volume total 1 tangki ( $V_{tot}$ )

$$\begin{aligned} V_{tot} &= \text{volume sheel} + \text{volume head} \\ &= \frac{3 \times \pi \times D^3}{4} + \frac{\pi \times D^3}{24} \end{aligned}$$

$$= D^3 \left[ \frac{3 \times \pi}{4} + \frac{\pi}{24} \right]$$

Maka diameter tangki

$$D^3 = \frac{425,1784}{\frac{3 \times \pi}{4} + \frac{\pi}{24}}$$

$$D = (170,9539)^{1/3}$$

Untuk tinggi tangki total

$$\begin{aligned} H_{tot} &= H_{sylinder} + H_{ellips} \\ &= 3D + \frac{1}{4}D \\ &= 3,25 \times D \\ &= 3,25 \times 5,5 \\ &= 18,0375 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

- Tinggi larutan dalam tangki (h)

$$\begin{aligned} h &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 340,1427}{\pi \times 5,55^2} \\ &= 14,06 \text{ m} = 46,128 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Tekanan dalam tangki (P)

$$P = \frac{\rho(h-1)}{144} \quad (\text{pers 3-17 Bronel})$$

$$P = \frac{49,32(46,128-1)}{144}$$

$$P = 15,4564 \text{ psi}$$

- Bahan konstruksi : carbon steel SA - 128 B

$$F = 11.000 \text{ psi} \quad E = 0,75$$

$$c = 0,125$$

$$r_i = 0,5 \times D$$

$$r_i = 0,5 \times 5,55 = 2,775 \text{ m}$$

$$r_i = 109,2518 \text{ inchi}$$

$$t = \frac{P \times r_i}{(F \times E - 0,6 \times P)} + C$$

$$t = \frac{15,4564 \times 109,2518}{(11.000 \times 0,75 - 0,6 \times 15,4564)} + 0,125$$

$$t = 0,3299 \text{ inchi}$$

maka tebal tangki yang dipakai adalah 3/8 inchi

### 3. Tangki Umpan (F-120)

Fungsi : Menyimpan larutan SBA dari tangki penyimpanan dan dari produk recycle yang akan digunakan sebagai umpan.

Jumlah larutan yang dibutuhkan = 1.566,9981 kg/jam

Density larutan ( $\rho$ ) = 787,5 kg/m<sup>3</sup>

Volume larutan untuk (V)

$$V = \frac{1.566,9981 \text{ kg}}{787,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \text{ jam}$$

$$V = 1.9898 \text{ m}^3$$

Tangki direncanakan untuk waktu pengisian 1 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam tangki } V &= 1,9898 \times 24 \\ &= 47,7552 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 25%

$$\begin{aligned} \text{Volume tiap tangki} &= 1,25 \times 47,7552 \text{ m}^3 \\ &= 59,694 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah datar dan tutup atas ellips.

$$\text{Ketentuan } H_{\text{silinder}} = 3 \times D$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dari sheel} &= \frac{\pi \times D^2 \times H_{\text{silinder}}}{4} \\ &= \frac{3 \times \pi \times D^3}{4} \end{aligned}$$

$$\text{Volume dari head tangki} = \frac{\pi \times D^3}{24}$$

Jadi volume total 1 tangki ( $V_{\text{tot}}$ )

$$V_{\text{tot}} = \text{volume sheel} + \text{volume head}$$

$$= \frac{3 \times \pi \times D^3}{4} + \frac{\pi \times D^3}{24} = D^3 \left( \frac{3 \times \pi}{4} + \frac{\pi}{24} \right)$$

Maka diameter tangki

$$D^3 = \frac{59,694}{\frac{3 \times \pi}{4} + \frac{\pi}{24}}$$

$$D = (24,0014)^{1/3}$$

$$D = 2,8846$$

Untuk tinggi tangki total

$$H_{\text{tot}} = H_{\text{silinder}} + H_{\text{elips}}$$

$$= 3 D + \frac{1}{4} D$$

$$= 3,25 \times D$$

$$= 3,25 \times 2,8846$$

$$= 9,3750 \text{ m}$$

Menentukan tebal tangki

- Tinggi larutan dalam tangki (h)

$$h = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 47,7552}{\pi \times 2,8846^2}$$

$$= 7,3073 \text{ m} = 23,9738 \text{ ft}$$

- Tekanan dalam tangki (P)

$$P = \frac{\rho(h-1)}{144} \quad (\text{pers 3-17 Bronel})$$

$$P = \frac{49,14(23,9738-1)}{144}$$

$$P = 7,8398 \text{ psi}$$



- Bahan konstruksi : carbon steel SA - 128 B

$$F = 11.000 \text{ psi} \quad E = 0.75 \quad c = 0,125$$

$$r_i = 0,5 \times D$$

$$r_i = 0,5 \times 2,8846 = 1,4423 \text{ m}$$

$$r_i = 56,7834 \text{ inchi}$$

$$t = \frac{P \times r_i}{(F \times E - 0,6 \times P)} + C$$

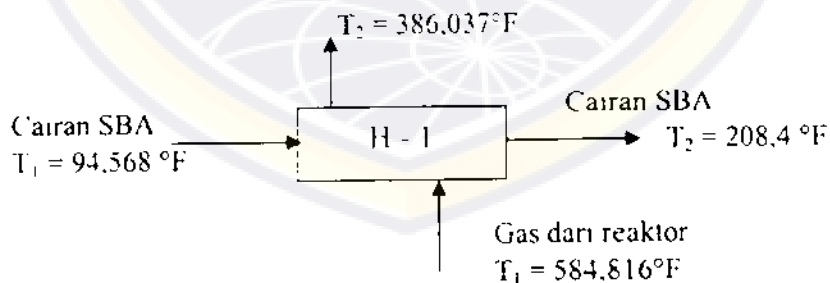
$$t = \frac{7,8398 \times 56,7834}{(11.000 \times 0,75 - 0,6 \times 7,8398)} + 0,125$$

$$t = 0,1790 \text{ inchi}$$

maka tebal tangki yang dipakai adalah 3/16 inchi

#### 4. Preheater (E-130)

Fungsi : memanaskan cairan SBA dari  $34,76^\circ\text{C}$  menjadi  $98^\circ\text{C}$  sebelum dimaksudkan ke dalam vaporizer, dengan pemanas gas hasil reaktor yang masuk pada suhu  $307,12^\circ\text{C}$  dan keluar pada  $796,6872^\circ\text{C}$ .



$$\Delta t_2 = 684,876 - 208,4$$

$$= 376,416^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= 386,037 - 94,568 \\ &= 291,469^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\text{LMTD} = \frac{876,416 - 291,469}{\ln \frac{376,416}{291,469}} = 332,134^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{584,816 - 386,037}{208,4 - 94,568} = 1,75$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_2 - t_1} = \frac{208,4 - 94,568}{584,816 - 94,568} = 0,23$$

Dari fig.18 Kern diperoleh  $F_1 = 0,97$

(Direncanakan memakai 1-2 HE ; syarat ;  $F_1 \geq 0,75$ )

$$\Delta t = F_1 \times \text{LMTD}$$

$$\begin{aligned}\Delta t &= 0,97 \times 322,134^\circ\text{F} \\ &= 312,17^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\bar{T} = \frac{584,816 + 386,037}{2} = 485,48^\circ\text{F}$$

$$\bar{t} = \frac{94,586 + 208,4}{2} = 151,48^\circ\text{F}$$

Untuk sistem gas liquida, maka cairan akan mengalir pada tube.

Direncanakan memakai HE dengan ukuran :

1 in OD tubes, 10 BWG,  $L_i = 12$  ft

Dari tabel 8 Kern :  $UD = 5 - 50$  Btu/jam  $ft^2 \text{ } ^\circ F$

Dari tabel 10 Kern :  $a'' = 0,1963$   $ft^2/in$  ft

Dicoba :  $UD = 25$  Btu/jam  $ft^2 \text{ } ^\circ F$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t}$$

$$A = \frac{452.882,97}{25 \times 322,17} = 56,23 \text{ } ft^2$$

Jumlah tube :

$$N_t = \frac{A}{L \times D''}$$

$$N_t = \frac{56,23}{12 \times 0,1963} = 24$$

Jadi jumlah tube yang terdekat = 18 (Tabel 9 Kern)

Untuk ID shell 1 dengan 2 passes, susunan tube :

1  $\frac{9}{16}$  ini, triangular pitch.

UD terkoreksi :

$$= \frac{Q}{NT \times L \times a'' \times \Delta t}$$

$$= \frac{452.882,97}{24 \times 12 \times 0,1963 \times 322,17} = 24,86 \approx 25$$

Shell side gas hasil reaktor

$$a_s = \frac{ID \times C' B}{144 P_T}$$

$$a_s = \frac{12 \times 0,3125 \times 9}{144 \times 1,5625} = 0,15 \text{ ft}^2$$

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

$$G_s = \frac{3454,635}{0,15}$$

$$G_s = 23.030,9 \text{ lb/jam ft}^2$$

Pada  $T = 485,43^\circ\text{F} = 524,92^\circ\text{F}$

Viskoitas dari gas dapat dicari dengan rumus sebagai berikut :

$$\mu = \begin{cases} \mu_c \text{Tr}^{0,695} & \text{Untuk Tr} < 1 \\ \mu_c \text{Tr}^{0,71+0,29/\text{Tr}} & \text{Untuk Tr} > 1 \end{cases}$$

$$\mu_c = \frac{(3,5 M^{1,2} P_c^{2/3})}{(T_c)^{1,6}}$$

Untuk MEK

$$T_c = 535,6$$

$$P_c = 41$$

$$M = 72,1072$$

$$\begin{aligned} \mu_c &= \frac{(3,5(72,1072)^{1,2} \times 41^{2/3})}{(535,6)^{1,6}} \\ &= 124,005 \end{aligned}$$

$$Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{524,91}{535,6} = 0,98$$

Maka :

$$\mu = \mu_c \times Tr^{0,965}$$

$$\mu = 124,005 \times (0,98)^{0,965}$$

$$\mu = 121,61 \mu p = 0,012 \text{ cp}$$

Dengan cara yang sama diperoleh :

$$\mu_{H_2} = 0,011 \text{ cp}$$

$$\mu_{SBA} = 0,012 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{Butena}} = 0,013 \text{ cp}$$

$$\mu = \frac{(\sum y_i \times \mu_i \times M_i^{1/2})}{(\sum y_i \times M_i^{1/2})} = \frac{0,0995}{8,125}$$

$$= 0,0122 \text{ cp} = 0,03 \text{ lb/jam ft}$$

$$De = \frac{0,99}{12} = 0,0825 \text{ ft (Fig. 28 Kern)}$$

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu} = \frac{0,0825 \times 23.030,9}{0,03} = 63.335$$

$$JH = 150 \text{ (Fig 28 Kern)}$$

$$\text{Pada } T = 485,43^\circ\text{F} = 524,91^\circ\text{K}$$

Cp dari gas dapat dicari dari persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Untuk MEK :

$$A = 2,614 \quad ; \quad B = 8,501 \times 10^{-2}$$

$$C = -4,538 \times 10^{-5} \quad ; \quad D = 9,362 \times 10^{-9}$$

$$\begin{aligned} C_p &= 36,09 \text{ kkal/kmol}^\circ\text{K} \\ &= 0,50 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama :

$$C_p \text{ H}_2 = 70,7 \text{ kkal/kmol}^\circ\text{K} = 35,07 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ SBA} = 40,93 \text{ kkal/kmol}^\circ\text{K} = 0,55 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ 2-Butena} = 70,7 \text{ kkal/kmol}^\circ\text{K} = 35,07 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} C_p &= \sum y_i \times C_{pi} \\ &= ((0,915 \times 0,50) + (0,05 \times 0,55) + (0,026 \times 35,07) + (0,01 \times 0,54)) \\ &= 1,402 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K} = 1,402 \text{ Btu/lb F} \end{aligned}$$

Thermal konduktivitas dapat dicari dengan persamaan Eucken

$$K = \frac{\mu}{M} \times (1,32 C_v + 3,52)$$

Untuk MEK :

$$\mu = 0,012 C_p = 1,2 \times 10^{-4} p = 1,2 \times 10^{-5} \text{ kg} \cdot \text{m} \cdot \text{det}$$

$$M_r = 72,1072$$

$$C_v = C_p + R$$

$$= 30,09 - 1,99$$

$$= 34,1 \text{ kkal/kmol}^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}
 K &= \left( \frac{1,2 \times 10^{-5}}{72,1072} \right) + (1,32 \times 34,1 + 3,52) \\
 &= 8,1 \times 10^{-6} \text{ kkal/m dtk } ^\circ\text{K} = 8,1 \times 10^{-5} \text{ kal/cm dtk } ^\circ\text{K} \\
 &= 0,0196 \text{ Btu/jam (ft}^2/\text{ft)}
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama :

$$K_{H_2} = 5,14 \times 10^{-6} \text{ kkal/m dtk } ^\circ\text{K} = 0,124 \text{ Btu/jam (ft}^2/\text{ft)}$$

$$K_{SBA} = 8,90 \times 10^{-6} \text{ kkal/m dtk } ^\circ\text{K} = 0,022 \text{ Btu/jam (ft}^2/\text{ft)}$$

$$K_{2\text{-Butena}} = 9,51 \times 10^{-6} \text{ kkal/m dtk } ^\circ\text{K} = 0,023 \text{ Btu/jam (ft}^2/\text{ft)}$$

$$K = \frac{(\sum y_i \times K_i \times M_i^{1/3})}{(\sum y_i \times M_i^{1/3})}$$

$$K = \frac{(0,915 \times 0,016 (72,1072)^{1/3} + (0,05 \times 0,124 (2,0159)^{1/3})}{0,915 \times (72,1072)^{1/3} + 0,01 \times (56,107)^{1/3}} +$$

$$\frac{(0,026 \times 0,022 (74,123)^{1/3} + (0,01 \times 0,023 (56,707)^{1/3})}{0,026 \times (74,123)^{1/3} + 0,01 \times (56,107)^{1/3}}$$

$$= \frac{0,124}{2,74} = 0,045 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F: ft)}$$

$$\begin{aligned}
 \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1/3} &= \left( \frac{1,402 \times 0,03}{0,045} \right)^{1/3} \\
 &= 0,978
 \end{aligned}$$

$$h_o = JH \times \frac{K}{D_e} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 150 \times \frac{0,045}{0,0825} \times 0,978 = 80,02$$

Δ Fluida dingin ; tube side, larutan SBA

$$a_t' = 0,355 \text{ in}^2 \text{ (Tabel 10 Kern)}$$

$$a_t = \frac{Nl \times a_t'}{144 \times n} = \frac{24 \times 0,355}{144 \times 2} = 0,030 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{24 \times 0,355}{144 \times 2} = 115.154,5 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$V = \frac{G_t}{a_t} = \frac{3.454,635}{0,030} = 115.154,5 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$V = \frac{G_t}{3.600 \times \rho} = \frac{115.154,5}{3.600 \times 47,33} = 0,68 \text{ ft/sec}$$

Pada  $t = 151,48^\circ\text{F} = 339,4^\circ\text{C}$

$$\mu = 0,91 \times 2,42 = 2,2022 \text{ lb/ft jam}$$

$$ID = \frac{0,67}{12} = 0,056 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$Re_t = \frac{0,056 \times 115.154,5}{2,2022} = 2.928,28$$

$$h_i = 110 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{39,62 \times 80,02}{39,62 + 80,02} = 26,5$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c + U_d} = \frac{26,5 - 24,86}{26,5 \times 24,86}$$

$$R_d = 0,0025 \text{ jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu}$$

$$R_d \text{ ketetapan} = 0,002 \text{ jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F Btu}$$



## Pressure Drop

Shell side

Tube side

1. Untuk  $Re = 63.335$ 

$$f = 0,0023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

2.  $N + 1 = 12 \text{ L/B}$ 

$$= (12 \times 12)/9$$

$$= 16$$

$$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

$$= \frac{37,5}{359} \times \frac{492}{913,65} \times 1,4$$

$$= 0,079 \text{ lb/cuft}$$

$$Sg = \frac{0,079}{62,5} = 1,264 \times 10^{-3}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S_g \times \phi_t}$$

$$= \frac{0,0023 \times (23.030,9)^2 \times 16}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0825 \times 1,264 \times 10^{-3} \times 1}$$

$$= 1,95 \text{ psi}$$

 $\Delta P_s < 2 \text{ psi} \rightarrow \text{diterima}$ 1. Untuk  $Re = 2.928$ 

$$f = 0,00044 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S_g \times \phi_t}$$

$$= \frac{0,00044 \times (115.154,5)^2 \times 122}{5,22 \times 10^{10} \times 0,056 \times 0,181}$$

$$= 0,27 \text{ psi}$$

3.  $G_t = 115.154,5$ 

$$\frac{V^2}{2g} = 0,18 \dots \dots \dots (\text{fig 27 Kern})$$

$$\Delta P_i = \left( \frac{4n}{S_g} \right) \times \left( \frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= \left( \frac{4 \times 2}{0,18} \right) \times 0,18$$

$$= 8 \text{ psi}$$

4.  $\Delta P_T = \Delta P_i + \Delta P_t$ 

$$= 0,27 + 8,0$$



### 5. Tangki Akumulasi (F-240)

Fungsi : Menyimpan larutan SBA dari preheater dan separator-1 yang akan digunakan sebagai umpan ke vaporizer.

Jumlah larutan yang dibutuhkan = 1.958,7476 kg/jam

Density larutan ( $\rho$ ) = 725 kg/m<sup>3</sup>

Volume larutan untuk (V)

$$V = \frac{1.958,7476 \text{ kg/jam}}{725 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 2,7017 \text{ m}^3$$

Tangki direncanakan untuk waktu pengisian 1 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam tangki } V &= 2,7017 \times 24 \\ &= 64,8408 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 25%

$$\begin{aligned} \text{Volume tiap tangki} &= 1,25 \times 64,8408 \text{ m}^3 \\ &= 81,051 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah datar dan tutup atas ellips.

$$\text{Ketentuan } H_{\text{silinder}} = 3 \times D$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dari sheel} &= \frac{\pi \times D^2 \times H_{\text{silinder}}}{4} \\ &= \frac{3 \times \pi \times D^3}{4} \end{aligned}$$

$$\text{Volume dari head tangki} = \frac{\pi \times D^3}{24}$$

Jadi volume total 1 tangki ( $V_{\text{tot}}$ )

$$V_{\text{tot}} = \text{volume shell} + \text{volume head}$$

$$= \frac{3 \times \pi \times D^3}{4} + \frac{\pi \times D^3}{24}$$

$$= D^3 \left( \frac{3 \times \pi}{4} + \frac{\pi}{24} \right)$$

Maka diameter tangki

$$D^3 = \frac{81,1942}{\frac{3 \times \pi}{4} + \frac{\pi}{24}}$$

$$D = 3,1942$$

Untuk tinggi tangki total

$$H_{\text{tot}} = H_{\text{silinder}} + H_{\text{ellips}}$$

$$= 3D + \frac{1}{4}D$$

$$= 3,25 \times D$$

$$= 3,25 \times 3,1942$$

$$= 10,3812 \text{ m}$$

Menentukan tebal tangki

- Tinggi larutan dalam tangki (h)

$$h = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 64,8408}{\pi \times 3,1942^2} = 8,0916 \text{ m} = 26,5469 \text{ ft}$$

- Tekanan dalam tangki (P)

$$P = \frac{\rho(h-1)}{144} \quad (\text{pers 3-17 Bronel})$$

$$P = \frac{45,38(26,5469 - 1)}{144}$$

$$P = 8,0508 \text{ psi}$$

- Bahan konstruksi : carbon steel SA - 128 B

$$F = 11.000 \text{ psi} \quad E = 0,75 \quad c = 0,125$$

$$r_i = 0,5 \times D$$

$$r_i = 0,5 \times 3,1942 = 1,5971 \text{ m}$$

$$r_i = 62,8778 \text{ inchi}$$

$$t = \frac{P \times r_i}{(F \times E - 0,6 \times P)} + C$$

$$t = \frac{8,0508 \times 62,8778}{(11.000 \times 0,75 - 0,6 \times 8,0508)} + 0,125$$

$$t = 0,1864 \text{ inchi}$$

maka tebal tangki yang dipakai adalah 3/16 inchi

## 6. Vaporizer (V-250)

Fungsi : menguapkan cairan SBA sebagai umpan reaktor

Feed terdiri dari :

99% Berat SBA

1 % 2-Butena

## 1. Neraca Panas

$q_v$  = Panas penguapan

$$= 209.564,37 \text{ kkal} = 831.670,6485 \text{ Btu}$$

$g_p$  = Panas preheating

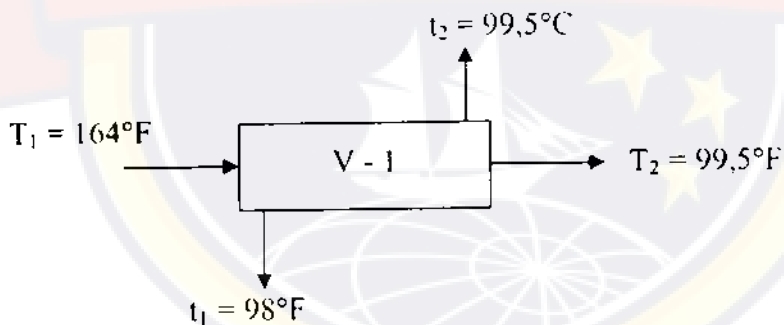
$$= 2.832,8205 \text{ kkal} = 11.242,2434 \text{ Btu}$$

Beban vaporizer  $Q = 212.397,1905 \text{ kkal}$

$$Q = 842.912,8919 \text{ Btu}$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh :

- Kebutuhan steam jenuh pada  $328^\circ\text{F} = 948,3718 \text{ lb}$
- Suhu SBA masuk vaporizer  $98,3^\circ\text{C} = 208,94^\circ\text{F}$
- Suhu SBA keluar vaporizer  $99,5^\circ\text{C} = 211,10^\circ\text{F}$



$$(\Delta t)_p = \frac{119,06 - 116,9}{\ln \frac{119,06}{116,9}} = 117,98^\circ\text{F}$$

$$(\Delta t)_p = 328 - 211,1 = 116,9^\circ\text{F}$$

$$\frac{q_p}{(\Delta t)_p} = \frac{11.242,2434 \text{ Btu/jam}}{117,98^\circ\text{F}} = 95,289 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{qv}{(\Delta t)_c} = \frac{831.397,1905 \text{ Btu/jam}}{116,9^\circ F} = 7112,038 \text{ Btu/jam } ^\circ F$$

$$\sum \frac{q}{\Delta t} = 7207,327 \text{ Btu/jam } ^\circ F$$

$$\begin{aligned} (\Delta t)_{\text{weight}} &= \frac{Q}{\sum \frac{q}{\Delta t}} \\ &= \frac{842.912,8919 \text{ Btu}}{7207,327 \text{ Btu/jam } ^\circ F} = 116,95^\circ F \end{aligned}$$

## 2. Tc dan tc

Harga Tc dan tc diambil dari suhu rata-rata fluida panas dan fluida dingin

$$T_c = 328^\circ C$$

$$t_c = \frac{208,94 + 211,1}{2} = 210,02^\circ F$$

Direncanakan menggunakan HE dengan ukuran

¼" OD ; 16 BWG, 1" square pitch

Panjang tube = 12 ft

## 3. Trial UD

Dari tabel 8 Kern : UD = 100 - 200 Btu jam ft<sup>2</sup>°F

Dicoba UD = 100 Btu/jam ft<sup>2</sup>°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t_w} = \frac{842.912,8919}{100 \times 116,95} = 72,1 \text{ ft}^2$$

Untuk ¼" OD a" = 0,1963

Jumlah tube yang dibutuhkan  $N_t$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{72,1}{14 \times 0,1963} = 26,23$$

Tube counts yang terdekat = 26 buah (Tabel 8 Kern)

Ukuran HE

Shell Side

ID shell = 8 in

Passes = 1

Tube side

3/4" OD, 16 BWG, 14 ft

1 in square pitch

Jumlah tube = 26

Passes = 2

Shell side, fluida dingin (larutan SBA)

Preheating :

$$a_s = \frac{ID \times C \times B}{155 \times P_T} = \frac{8 \times 0,25 \times 1}{144 \times 1} = 0,042 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{4.318,2941}{0,042} = 102.816,5262 \text{ lb/j ft}^2$$

Pada :

$$t_c = 210,02^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,79 \times 2,42 = 1,9118 \text{ lb/ft jam}$$

$$De = \frac{0,95}{12} = 0,0792 \text{ ft (fig 28 Kern)}$$

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu} = \frac{0,0792 \times 102.816,5262}{1,9118} = 4.259$$

$$JH = 34 \text{ (fig 28 Kern)}$$

$$C_p = 1,38 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$K = 0,144 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F}^3\text{/ft)}$$

Jadi :

$$\left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right) = \left( \frac{1,38 \times 1,9118}{0,114} \right)^{1/3} = 2,64$$

$$h_o = JH \times \frac{K}{D_e} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 34 \times \frac{0,144}{0,0792} \times 2,64 = 163,2$$

Tube side, fluida panas (steam)

$$a't = 0,302 \text{ in}^2 \text{ (tabel 10 Kern)}$$

$$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n} = \frac{26 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0273 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{948,3718 \text{ lb/jam}}{0,0273 \text{ ft}^2} = 34.738,89 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Pada :

$$T_{\text{Steam}} = 328^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,015 \times 2,42 = 0,0363 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = \frac{0,62}{12} = 0,0517$$

$$Re_t = \frac{D \times G_s}{\mu} = \frac{0,0517 \times 34.738,89}{0,0363} = 49.477$$

$h_{ie}$  untuk pengembunan uap air (steam) = 1.500 Btu jam ft<sup>2</sup>°F



Clean over all coefficient untuk preheating  $U_p$

$$U_p = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_p = \frac{1500 \times 163,2}{1500 + 163,2} = 147,79 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean surface untuk preheating  $A_p$

$$A_p = \frac{q_p}{U_p \times (\Delta t)_p} = \frac{95,289}{147,19} = 0,65 \text{ ft}^2$$

Vaporation

Pada :  $t = 211,1^\circ\text{F}$

$$U = 0,78 \times 2,42 = 1,8876 \text{ lb}\cdot\text{ft}\cdot\text{jam}$$

$$Res = \frac{D_e \times G_s}{\mu} = \frac{0,0792 \times 102.816,5262}{1,8876} = 4,314$$

$$JH = 35 \text{ (fig 28 Kern)}$$

$$C_p = 1,39 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$K = 0,147 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

Jadi :

$$\left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right) = \left( \frac{1,39 \times 1,8876}{0,147} \right)^{1,3} = 2,61$$

$$h_o = JH \times \frac{K}{D_e} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1,3}$$

$$h_o = 35 \times \frac{0,147}{0,0792} \times 2,61 = 169,6 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean over all coefficient untuk preheating  $U_p$

$$U_v = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_v = \frac{1500 \times 169,6}{1500 + 169,6} = 152,4 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean surface untuk preheating  $A_p$

$$A_v = \frac{qv}{U_p \times (\Delta T)_p} = \frac{7.112,038}{152,4} = 46,67 \text{ ft}^2$$

$$A_c = A_v + A_p$$

$$A_c = 46,67 + 0,65 = 47,32 \text{ ft}^2$$

Clean over all coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{\Sigma qv \times A}{A_c}$$

$$U_c = \frac{7.112,038 \times 95,289}{47,32} = 132,3 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Design over all coefisient

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$A = 26 \times 14 \times 0,1963 = 71,45 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta t_v} = \frac{842.912,8919}{71,45 \times 116,9} = 100,92$$

$$R_d = \frac{U_c - UD}{U_c \times UD}$$

$$R_d = \frac{152,8 - 100,92}{152,8 \times 100,92} = 0,0033 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

$$\left. \begin{array}{l} R_{di} = 0,001 \text{ jam ft}^2\text{°F/Btu} \\ R_{di} = 0,001 \text{ jam ft}^2\text{°F/Btu} \end{array} \right\} R_d \text{ gabungan} = 0,002 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F}$$

$R_d \text{ gabungan} > R_d \text{ ketentuan}$ , design diterima (alat itu sudah memadai)

Chek Max Fluks

$$\text{Luas total} = 47,32 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas untuk penguapan} = 46,67 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas total yang ada} = 71,45 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penguapan yang sebenarnya} &= \frac{71,45}{47,32} \times 46,67 \\ &= 70,47 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Fluks} = \frac{qv}{A} = \frac{831.670,6485}{70,47} = 11.801,8 \text{ Btu/jam ft}^2$$

Maksimum allowable fluks = 20.000

Fluks = 11.802 < 20.000 → memenuhi

### Pressure Drop

Shell side

Tube side

a. Preheating

1. Untuk  $Re = 4.259$

$$f = 0,0026 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$2. L_p = L \times \frac{A_p}{A_c}$$

$$= 14 \times \frac{0,65}{47,32}$$

1. Untuk  $Re = 49.477$

$$f = 0,00022 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Spesifik volum untuk steam

Pada 100 psi = 4,432 ft<sup>3</sup>/lb

$$S = \frac{1}{4,432 \times 62,5} = 0,0036$$

$$3. N + 1 = 12 \frac{L}{B}$$

$$= 12 \times \frac{0,19}{3}$$

$$= 7$$

$$S = 0,734$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,67 \text{ in}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_x \times S \times \phi}$$

$$= \frac{0,0026 \times (102.816,5262)^2 \times 0,67}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0792 \times 0,734 \times 1}$$

$$= 0,006 \text{ psi}$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times D_s \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_x \times S \times \phi}$$

$$= \frac{1/2 \times 0,0002 \times (34.738,89)^2 \times 14 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0036}$$

$$= 0,3826$$

b. Penguapan

Untuk  $Re = 4.314$

$$f = 0,0026 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$L_v = L - L_p$$

$$L_v = 14 - 0,19 = 13,81 \text{ ft}$$

$$N + 1 = 12 \frac{L}{B}$$

$$= 12 \times \frac{13,81}{3} = 55,24$$

Uap :

$$\rho = \frac{BM}{T} \times \frac{T_o}{T_i} \times \frac{P_i}{P_o}$$

$$\rho = \frac{74,1231}{359} \times \frac{492}{671,1} \times 1$$

$$= 0,15 \text{ lb/cuft}$$

Liquid :

$$\rho = 45,38 \text{ lb/cuft}$$

$$S_{\text{outlet mix}} = \frac{\frac{4.318,2941}{62,5}}{\frac{3.454,635}{15} + \frac{861,8489}{45,38}} = 0,008$$

$$S_{\text{inlet}} = 0,77$$

$$S_{\text{mean}} = \frac{0,77 + 0,003}{2} = 0,3865$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s \times D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0792 \times 0,3865 \times 1}$$

$$= \frac{0,0026 \times (102.816,5262)^2 \times 0,67 \times 55,24}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0792 \times 0,3865 \times 1}$$

$$= 0,64 \text{ psi}$$

$$P_s \text{ total} = (\Delta P_s)_p + (\Delta P_s)_v$$

$$= 0,006 + 0,64 = 0,646 \text{ psi}$$

$$0,646 \text{ psi} \leq 2 \text{ psi} \rightarrow \text{memenuhi}$$

## 7. Separator (H-310)

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

Laju umpan masuk separator

Uap :

$$\text{SBA} = 1.551,3281 \times 2,2 = 3.412,9218$$

$$\text{2-Butena} = 15,67 \times 2,2 = 34,4749$$

---


$$3.447,3958 \text{ lb}$$

Liquida :

$$\text{SBA} = 387,8320 \times 2,2 = 853,2304$$

$$\text{2-Butena} = 3,9175 \times 2,2 = 8,6185$$

---


$$861,8489 \text{ lb}$$

karena massa SBA lebih besar dari massa 2-Butena, maka  $\rho_{\text{SBA}}$  diambil sebagai

$\rho_v$

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{BM}{V} + \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0} \\ &= \frac{74,107}{359} \times \frac{492}{671,1} \times \frac{1}{1} = 0,1513 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$\rho_{\text{SBA}}$  diambil sebagai  $\rho_L$ .

$$\rho_L = \frac{P_c \times M}{T_c} \left( \frac{0,0653}{Z^{0,779}} - 0,09Tr \right)$$

Untuk SBA :

$$P_c = 41,8$$

$$T_c = 536$$

$$Z_c = 0,252$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{372,5}{536} = 0,695$$

Diperoleh  $\rho_l = 0,743 \text{ gr/cc} = 46,38 \text{ lb/cuft}$

Kecepatan perancangan uap maksimum

$$(U_v)_{\text{maks}} = K_v \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_L}}$$

Dari pers 5-1 Evans didapat harga  $K_v = 0,35$  sehingga :

$$\begin{aligned} (U_v)_{\text{maks}} &= 0,35 \times \sqrt{\frac{46,38 - 0,1513}{0,1513}} \\ &= 6,12 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

Luas penampang vessel minimum :

$$A_{\text{min}} = \frac{Q_v}{U_v}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \text{Lajur volumetris uap, } Q_v &= \frac{W_v}{\rho_v} \\ &= \frac{3.447,3958}{0,1513 \times 3.600} = 6,33 \text{ cuft/det} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi } A_{\text{min}} = \frac{6,33}{6,12} = 1,03 \text{ ft}^2$$

Diameter vessel minimum :

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \times A_{\min}}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 1,03}{\pi}} = 1,15 \text{ ft}$$

Diameter vessel yang diijinkan :

$$= D_{\min} + G \text{ in} \dots\dots\dots \text{Evans}$$

$$= 1,15 + 0,5$$

$$= 1,65 \text{ ft}$$

Volume vessel yang ditempati cairan

$$Vl = Ql \times \text{waktu pengisian, Wft}$$

Dimana  $Ql$  = kecepatan cairan, cuft/det

$$Ql = \frac{Wl}{\rho l} = \frac{861,8489}{46,38 \times 3.600} = 0,005 \text{ cuft/det}$$

Diambil waktu pengisian = 3 menit (holding time)

Maka :

$$Vl = 0,005 \times 3 \times 60$$

$$= 0,9 \text{ cuft}$$

Tinggi cairan dalam vessel, Hl :

$$Hl = \frac{Vl}{\pi / 4 \times D^2} = \frac{9}{\pi / 4 \times (1,65)^2} = 0,42 \text{ ft}$$



$$\frac{H_l + H_v}{D} = 3 \text{ sampai } 5$$

(Evans)

Dipilih

$$\frac{H_l + H_v}{D} = 5$$

Maka :

$$H_v = 5 \times D - H_l = 5 \times 1,65 - 0,42 = 7,83 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi tinggi vessel} = 0,42 + 7,83 = 8,25 \text{ ft}$$

Dipilih vessel dengan ukuran :

$$\text{Diameter} = 2 \text{ ft} = 0,61 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 8 \text{ ft} = 2,44 \text{ m}$$

$$\text{Volume Vessel} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 2^2 \times 8$$

$$= 25,13 \text{ cuft}$$

Umpan masuk ke separator dengan ketinggian 18 in dari ketinggian cairan maksimum.

Umpan masuk pada ketinggian.

$$= 0,42 + 18/12$$

$$= 1,92 \text{ ft} = 0,59 \text{ m}$$

Menghitung tebal silinder

Dengan cara ASME :

$$t_{\min} = \frac{PR_i}{(f \times E - 0,6 \times P)}$$

Dimana :

$$P = P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$R_i = \frac{D}{2} = \frac{2 \times 12}{2} = 12 \text{ in}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,0625$$

$$f = 13.750 \text{ (dipakai carbon stell SA-285 grade C)}$$

Maka :

$$t_{\min} = \frac{14,7 \times 12}{13.750 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7} + 0,0625$$

$$t_{\min} = 0,0785 \text{ in}$$

Dipakai plate setebal 3/16 inci (0,1875 in)

## 8. Heater (E-370)

Fungsi : memanaskan uap SBA yang digunakan sebagai umpan reaktor.

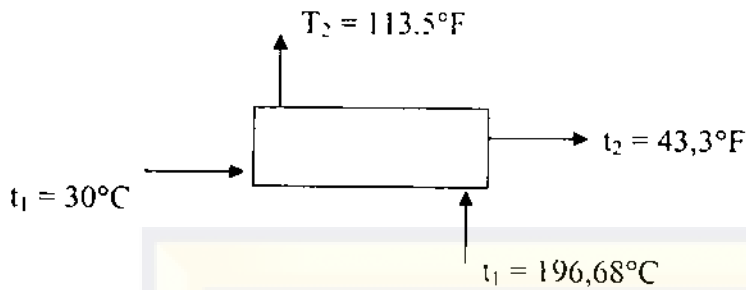
### 1. Neraca Panas

Suhu SBA dan 2-Butena masuk ke HE =  $99,5^\circ\text{C} = 211,1^\circ\text{F}$

Suhu SBA dan 2-Butena keluar ke HE =  $350^\circ\text{C} = 622^\circ\text{F}$

Suhu pemanas masuk ke HE =  $500^\circ\text{C} = 932^\circ\text{F}$

Suhu pemanas keluar ke HE =  $307,12^\circ\text{C} = 584,82^\circ\text{F}$

2.  $\Delta t$ 

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= 932 - 622 \\ &= 310^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= 584,82 - 211,1 \\ &= 373,72^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{310 - 373,72}{\ln \frac{310}{373,72}} = 340,87^\circ\text{F}$$

$$R = \left( \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \right) = \left( \frac{932 - 584,82}{622 - 211,1} \right) = 0,84$$

$$S = \left( \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \right) = \left( \frac{622 - 211,1}{931 - 211,1} \right) = 0,57$$

Dari fig 18 Kern untuk 1-2 HE diperoleh  $F_T = 0,765$

Direncanakan memakai 1-2 HE : syarat :  $F > 0,75$

$$\begin{aligned}\Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 0,765 \times 340,87 \\ &= 260,77^\circ\text{F}\end{aligned}$$

3.  $T_c$  dan  $t_c$ 

$T_c$  dan  $t_c$  diambil berdasarkan suhu rata-rata fluida panas dan fluida dingin

$$T_c = \frac{932 + 584,82}{2} = 758,41^\circ\text{C}$$

$$t_c = \frac{622 + 211,1}{2} = 416,55^\circ\text{F}$$

Dicoba digunakan HE dengan ukuran

1 ¼ OD Tube ; 1 9/16 pitch persegi ;  $l_i = 8t$  ; Bwg = 8

Dari tabel 8 Kern = 40 - 75 Btu/jam  $\text{ft}^2$  °F

a. Dicoba UD = 40 Btu/jam  $\text{ft}^2$  °F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{795.673,3212}{40 \times 260,77} = 76,28 \text{ ft}^2$$

Untuk 1 ¼ in OD maka  $a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{cuft}$

Jumlah tube yang dibutuhkan =  $N_t$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{76,28}{8 \times 0,3271} = 29,5 \text{ buah}$$

b. Tube const yang terdekat = 30 (tabel 9 Kern)

Untuk ID shell 13 ¼ in dengan 2 tube passes

c. UD koreksi

$$A = N_t \times a'' \times L$$

$$A = 30 \times 0,3271 \times 8$$

$$A = 78,504 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{Q}{N_t \times a'' \times L \times \Delta t}$$

$$UD = \frac{795.673,3212}{78,504 \times 260,770} = 38,90 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F}$$

Shell side, fluida panas gas hasil reaktor

$$4. \quad a_s = \frac{ID \times C \times B}{144 \times P_T} = \frac{12 \times 0,3125 \times 4}{144 \times 1 \times 1,5625} = 0,067 \text{ ft}^2$$

$$5. \quad G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{3.447,40}{0,067} = 51.454 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Pada :

$$t_c = 758,41^\circ\text{F} = 676,56^\circ\text{K}$$

$$\mu_{\text{MEK}} = 0,015 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{H}_2} = 0,013 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{SBA}} = 0,016 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{2-Butena}} = 0,015 \text{ cp}$$

$$\mu = \frac{\sum y_i \times \mu_i \times M_i^{1/3}}{\sum y_i \times M_i^{1/2}}$$

$$\mu = \frac{0,125}{8,125} = 0,015 \text{ cp} = 0,036 \text{ lb/jam ft}$$

$$De = \frac{1,23}{12} = 0,1025 \text{ ft}$$

$$7. \quad \text{Res} = \frac{De \times G_s}{\mu} = \frac{0,1025 \times 51.454}{0,036} = 140.501$$

8. JH = 250 (fig 28 Kern)

$$\text{Pada suhu } T = 758,41^\circ\text{F} = 676,56^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ MEK} = 41,96 \text{ kal/mol}^\circ\text{K} = 0,58 \text{ kkal/kg }^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ H}_2 = 7,035 \text{ kal/mol}^\circ\text{K} = 3,52 \text{ kkal/kg }^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ SBA} = 47,70 \text{ kal/mol}^\circ\text{K} = 0,64 \text{ kkal/kg }^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ 2-Butena} = 36,40 \text{ kal/mol}^\circ\text{K} = 0,65 \text{ kkal/kg }^\circ\text{K}$$

$$C_p = \sum y_i \times C_{pi}$$

$$C_p = (0,915 \times 0,58) + (0,05 \times 3,52) + (0,026 \times 0,64) + (0,01 \times 0,65)$$

$$C_p = 0,73 \text{ kkal/kg }^\circ\text{K}$$

$$C_p = 0,73 \text{ Btu/Lb }^\circ\text{F}$$

$$K \text{ Mek} = 0,028 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$K \text{ H}_2 = 0,160 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$K \text{ SBA} = 0,033 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$K \text{ 2-Butena} = 0,032 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$K = \frac{\sum y_i \times \mu_i \times M_i^{1,3}}{\sum y_i \times M_i^{1,2}}$$

$$K = \frac{0,158}{2,74} = 0,058 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

Jadi :

$$\left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1,3} = \left( \frac{0,73 \times 0,036}{0,058} \right)^{1,3} = 0,77$$

$$h_o = JH \times \frac{K}{De} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1,3}$$

$$h_o = 250 \times \frac{0,058}{0,1025} \times 0,77 = 109 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Tube side, fluida dingin SBA dan 2-Butena

Untuk sifat fisik diambil sifat-sifat fisik SBA

4.  $at' = 0,665 \text{ in}^2$  (Tabel 10 Kern)

$$at = \frac{Nl \times at'}{144 \times n} = \frac{30 \times 0,665}{144 \times 2} = 0,069 \text{ ft}^2$$

5.  $Gt = \frac{W}{at} = \frac{3.447,40 \text{ lb/jam}}{0,069 \text{ ft}^2} = 49.692 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$

6. Pada :

$$T = 486,63^\circ\text{K} = 416,55^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,027 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = \frac{0,920}{12} = 0,077 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D \times G_s}{\mu} = \frac{0,077 \times 49.962}{0,027} = 142.484$$

7.  $JH = 350$  (fig 24 Kern)

8. Pada  $t = 416,55^\circ\text{C} = 486,63^\circ\text{K}$

$$C_p = 38,864 \text{ kal/mol}^\circ\text{K} = 0,525 \text{ kal/kg}^\circ\text{K}$$

Jadi :

$$\left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1/3} = \left( \frac{0,525 \times 0,027}{0,019} \right)^{1/3} = 0,907$$

9.  $hi = JH \times \frac{K}{De} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1/3}$

$$h_i = 350 \times \frac{0,019}{0,077} \times 0,907 = 78,3 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 78,3 \times \frac{1,15}{1,25} = 72,0$$

$$UC = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{72,0 \times 109}{72,0 + 109} = 43,38$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{43,36 - 38,90}{43,36 \times 38,90} = 0,0026$$

$$R_{d \text{ ketentuan}} = 0,002 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Dari segi heat transfer, alat ini sudah memadai

$$R_{hitung} \geq R_{d \text{ ketentuan}}$$

### Pressure Drop

Shell side	Tube side
1. Untuk $Re = 14.6501$	1. Untuk $Re_t = 142.484$
$f = 0,0013 \text{ ft}^2/\text{in}^2$	$f = 0,00017 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
2. $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$	$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$
$= 12 \times \frac{8}{4} = 24$	$\rho = \left( \frac{73,76}{359} \right) \left( \frac{492}{876,24} \right) \times 1$
$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$	$= 0,115 \text{ lb/cuft}$
$\rho = \left( \frac{73,76}{359} \right) \left( \frac{492}{876,24} \right) \times 1$	$S_g = \frac{0,115}{62,0} = 0,018$
$= 0,115 \text{ lb/cuft}$	



$$S_g = \frac{0,115}{62,0} = 0,018$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S_g \times \phi}$$

$$= \frac{0,013 \times (51.454)^2 \times 1,1 \times 24}{5,22 \times 10^{10} \times 0,1025 \times 0,0007 \times 1}$$

$$= 1,44 \text{ psi}$$

$\Delta P_s \leq 2 \text{ psi}$  (diterima)

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times D_s \times L \times \eta}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S_g \times \phi}$$

$$= \frac{0,00017 \times (49.962)^2 \times 8 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,077 \times 1 \times 0,0018}$$

$$= 0,94 \text{ psi}$$

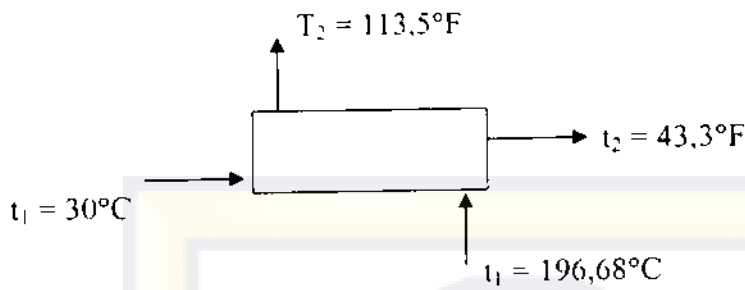
$\Delta P_t \leq 2 \text{ psi}$  (diterima)

### 9. Cooler (E-420)

Fungsi : mendinginkan gas hasil reaktor sebelum dimasukkan ke dalam kondensor partial.

#### 1. Neraca Panas

Suhu gas hasil reaktor masuk ke HE	: 196,6872 °C = 386,0370°F
Suhu gas hasil reaktor keluar dari HE	: 113,5 °C = 236,3°F
Suhu air pendingin keluar HE	: 110°F
Suhu air pendingin masuk HE	: 86°F
Beban HE (Q)	: 426.295,649 Btu
Laju umpan masuk heat exchanger (HE)	: 3.454,635 lb

2.  $\Delta t$ 

$$\Delta t_2 = (386,0370 - 110)^\circ\text{F} = 276,037^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = (236,3 - 86)^\circ\text{F} = 150,3^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\text{LMTD} = \frac{276,037 - 150,3}{\ln \frac{276,037}{150,3}}$$

$$\text{LMTD} = 206,8377^\circ\text{F}$$

$$R = \left( \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \right) = \left( \frac{386,037 - 236,3}{110 - 86} \right) = 6,24$$

$$S = \left( \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \right) = \left( \frac{110 - 86}{386,037 - 86} \right) = 0,08$$

Dari fig 18 Kern untuk 1-2 HE diperoleh  $F_T = 0,98$

dipakai 1-2 HE ( syarat  $F_T \geq 0,75$  )

$$\Delta t = 0,98 \times 206,8377 = 202,70$$

3. Dicoba menggunakan HE dengan ukuran :

$\frac{3}{4}$ " OD Tube ; 15/16 triangular pitch

Bwg = 16, panjang tube 8 ft

Dari tabel 8 Kern : UD = 2 – 50 Btu/jam ft<sup>2</sup> °F

a. Dicoba UD = 24 Btu/jam ft<sup>2</sup> °F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{426.295,649}{24 \times 202,70} = 87,63 \text{ ft}^2$$

Untuk  $\frac{3}{4}$  in OD, maka  $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{cuft}$

Jumlah tube yang dibutuhkan = Nt

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = \frac{87,63}{8 \times 202,70} = 55,8 \text{ buah}$$

b. Tube const yang terdekat 56 (tabel 9 Kern)

Untuk ID = 10" dengan 2 tube passes

c. UD koreksi

$$A = Nt \times a'' \times L$$

$$A = 56 \times 0,1963 \times 8$$

$$A = 87,9424 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{Q}{Nt \times a'' \times L \times \Delta t}$$

$$UD = \frac{426.295,649}{87,9424 \times 202,7} = 23,9 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ °F}$$

Shell side, fluida panas gas hasil reaktor

Shell side

Baffle space = 2

ID = 10

Passes = 1

Tube side

Number and length = 56,8"

OD, BWG, pitch = 3/4", 16

15/16" triangular

Passes = 2

Fluida panas gas hasil reaktor

Fluida dingin (cair pendingin)

4. Luas penampang shell side

4. Luas penampang tube (at)

Untuk C = pitch - OD tube side

$$= 15/16 - 3/4$$

$$= 0,1875 \text{ inchi}$$

$$as = \frac{ID \times C \times B}{144 \times P_T}$$

$$as = \frac{10 \times 0,1875 \times 2}{144 \times 0,9375}$$

$$as = 0,03 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (Gs)

$$\frac{W'}{as} = \frac{3.454,635}{0,03}$$

$$Gs = 115.154,50 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Bilangan reynold (Res)

$$at = \frac{Nt \times at''}{144 \times n}$$

$$at = \frac{56 \times 0,302}{144 \times 2}$$

$$as = 0,06 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (Gt)

$$\frac{W'}{as} = \frac{17.702,319}{0,06}$$

$$Gt = 296.038,65 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Bilangan reynold (Ret)

$$Re_s = \frac{D \times G_s}{\mu}$$

$$D = \frac{0,55}{12} \dots\dots\dots \text{Fig 28 Kern}$$

$$= 0,046 \text{ ft}$$

Pada temperatur

$$= \frac{386,037 + 236,3}{2}$$

$$= 311,1685^\circ\text{F} = 428,0936^\circ\text{K}$$

Maka :

$$\mu \text{ MEK} = 0,01 \text{ cp}$$

$$\mu \text{ H}_2 = 0,01 \text{ cp}$$

$$\mu \text{ SBA} = 0,01 \text{ cp}$$

$$\mu \text{ 2-Butena} = 0,011 \text{ cp}$$

$$Re_s = \frac{0,046 \times 115.144,50}{0,0242}$$

$$= 218.889$$

$$7. JH = 250 \text{ (fig 28 Kern)}$$

$$8. T_c = 311,16851^\circ\text{F} = 428,0936^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ MEK} = 0,50 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ H}_2 = 3,50 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ SBA} = 0,55 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K}$$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$D = \frac{0,620}{12} \dots\dots\dots \text{Tabel 10 Kern}$$

$$= 0,520 \text{ ft}$$

Pada temperatur

$$= \frac{86 + 110}{2}$$

$$= 98^\circ\text{F} = 309,67^\circ\text{K}$$

Maka :

$$\mu = 1,5 \times 2,42$$

$$Re_s = \frac{0,052 \times 296.038,65}{3,63}$$

$$= 4.241$$

$$9. h_i = \text{(fig 25 Kern)}$$

$$V = \frac{G_t}{3.600 \times \rho}$$

$$V = \frac{296.038,65}{3.600 \times 62,5}$$

$$V = 1,3$$

$$C_p \text{ 2-Butena} = 0,54 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K}$$

$$\text{Maka } h_i = 410$$

$$C_p = \sum y_i \times C_{p_i}$$

$$10. \ h_{io} = h_o \times \frac{ID}{OD}$$

$$C_p = 0,6522 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K}$$

$$h_{io} = 410 \times \frac{0,620}{0,75}$$

$$K \text{ Mek} = 0,0196 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$K \text{ H}_2 = 0,124 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$h_{io} = 339$$

$$K \text{ SBA} = 0,022 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$K \text{ C}_4\text{H}_8 = 0,023 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$K = \frac{\sum y_i \times \mu_i \times M_i^{1/3}}{\sum y_i \times M_i^{1/2}}$$

$$K = 0,045 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$= \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1/3}$$

$$= \left( \frac{0,6522 \times 0,00242}{0,045} \right)^{1/3}$$

$$= 0,7052$$

$$11. \ h_o = JH \times \frac{K}{De} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 290 \times \frac{0,045}{0,046} \times 0,052 = 200$$

12. Clean overall coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{339 \times 200}{339 + 200}$$

$$U_c = 125,8$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{125,8 - 23,9}{125,8 \times 23,9}$$

$$R_d = 0,03$$

$R_d$  ketentuan 0,002 jam  $ft^2 \cdot ^\circ F \cdot Btu$

Dari segi heat transfer alat sudah memadai

$R_d$  hitung  $\geq$   $R_d$  ketentuan

## Pressure Drop

## Shell side

$$1. \text{ Untuk } Re = 218.889$$

$$f = 0,0012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$2. N + 1 = 12 \text{ L/B}$$

$$= (12 \times 8)/2 = 48$$

$$\rho = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

## Tube side

$$1. \text{ Untuk } Re = 2.421$$

$$f = 0,00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times D_{sx}(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S_g \times \phi}$$

$$= \frac{0,00018 \times (296.038,65)^2 \times 82}{5,22 \times 10^{10} \times 0,9375 \times 0,016 \times 1}$$

$$= 0,32 \text{ psi}$$

$$= \frac{72,107}{359} \times \frac{492}{770,6} \times \frac{5}{1}$$

$$= 0,64 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho_{\text{MEK}} = 0,66 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho_{\text{H}_2} = 0,02 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho_{\text{2-Butena}} = 0,50 \text{ lb/cuft}$$

$$S_g = \frac{\sum \rho_{\text{gas}}}{62,39}$$

$$= \frac{1,82 \text{ lb/cuft}}{62,39 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 0,029$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S_g \times \phi_s}$$

$$= \frac{0,00018 \times (115.154,5)^2 \times 0,085 \times 48}{5,22 \times 10^{10} \times 0,046 \times 0,0029 \times 1}$$

$$= 0,93 \text{ psi}$$

0,93 < 2 untuk gas memenuhi syarat

$$3. G_t = 296.038,65$$

$$\frac{V^2}{2g} = 0,012$$

$$\Delta P_T = \frac{4 \times n}{S_g} \times 0,012$$

$$= \left( \frac{4 \times 2}{0,016} \right) \times 0,012$$

$$= 6 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_T$$

$$= 0,32 + 6$$

$$= 6,32 \text{ psi}$$

6,32 < 10 untuk liquid memenuhi syarat



### 10. Condensor Parsial (E-430)

Fungsi : untuk mengembunkan sebagian produk reaktor

Kondisi operasi :

Suhu umpan masuk condensor =  $113,5^{\circ}\text{C} = 236,3^{\circ}\text{F}$

Suhu umpan keluar condensor =  $40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$

Laju umpan  $1.566,9981 \text{ kg/jam} = 3.447,3958 \text{ lb/jam}$

Suhu air pendingin masuk condensor =  $86^{\circ}\text{F}$

Suhu air pendingin keluar condensor =  $110^{\circ}\text{F}$

Laju pendingin =  $33.135,4185 \text{ lb/jam}$

Beban panas condensor =  $200.387,1062 \text{ kkal/jam}$

=  $795.250,0444 \text{ Btu/jam}$

Beban panas kondensasi =  $160.885,559 \text{ kkal/jam}$

=  $638.483,836 \text{ Btu/jam}$

Beban panas sensibel =  $156.194,1011 \text{ Btu/jam}$

$T_v (^{\circ}\text{C})$	$qv$ (Btu)	$T_f$ ( $^{\circ}\text{F}$ )	$\Delta tw$ ( $^{\circ}\text{F}$ )	$\Delta tw \text{ av}$ ( $^{\circ}\text{F}$ )	$\frac{q}{\Delta t \text{ av}}$
113,5 - 105	244.523,3558	110	7,20	106,4	2.298,1518
105 - 90	243.528,5689	102,08	7,40	99,1	2.457,4023
90 - 70	169.110,6905	95,40	5,30	92,75	1.823,2958
70 - 40	138.087,4292	90,10	4,11	88,05	1.568,3733
	795.250,0444		24,01	$\Sigma VA = 8.147.2232$	

$$\text{Submergence} = \frac{156.194,1011}{795.250,0444} \times 100\% = 20\%$$

$$T_c = \frac{263,3 + 110}{2} = 170,15^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{86 + 100}{2} = 98^\circ\text{F}$$

Dicoba memakai shell tube exchanger dengan ukuran :

$\frac{3}{4}$  inchi OD < 14 BWG, 1 inchi triangular pitch, panjang tube 12 ft.

Dari tabel 8 Kern; UD : 75 - 150 Btu/jam ft<sup>2</sup>°F

Dicoba : UD = 85 Btu/jam ft<sup>2</sup>°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{795.250,0444}{85 \times 97,6} = 95,859 \text{ ft}^2$$

Untuk  $\frac{3}{4}$  inchi OD, maka  $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2$

Jumlah yang dibutuhkan (Nt) :

$$N_t = \frac{A}{L \times D''} = \frac{95,859}{12 \times 0,1963} = 40,69 \text{ buah}$$

Jadi jumlah tube yang terdekat = 40 buah

Untuk ID shell 10 in dengan 4 passes

UD terkoreksi :

$$A = N_t \times a'' \times L$$

$$UD = \frac{Q}{N_t \times a'' \times L}$$

$$UD = \frac{795.250,0444}{94,224 \times 97,6} = 86,47 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tube side, fluida dingin, air pendingin

$$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n}$$

$$a_t = \frac{40 \times 0,334}{144 \times 4} = 0,023 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{33.135,4185}{0,023} = 1.440.670,37$$

$$V = \frac{G_t}{3.600 \times v} = \frac{1.440.670,37}{3.600 \times 0,25} = 6,4 \text{ fps}$$

$$h_i = 1.650 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 1.650 \times \frac{0,584}{0,75} = 1.284,8 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Shell side, fluida panas

$$\begin{aligned} \text{Unsubmerged tube} &= 40 (1 - 20\%) \\ &= 32 \end{aligned}$$

$$G'' = \frac{W}{L \times N_t^{2/3}}$$

$$G'' = \frac{3.447,3958}{12 \times (32)^{2/3}} = 28,5 \text{ lb/jam linft}$$

Anggaplah :

$$h_o = 200$$

$$T_v = 170,15^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o}{(h_{io} + h_o)} \times (170,15 - 98)$$

$$t_w = 107,72^\circ\text{F}$$

$$t_f = 0,5 \times (T_v + T_w)$$

$$t_f = 0,5 \times (170,15 + 107,72)$$

$$t_f = 138,93^\circ\text{F}$$

$$S_f = 0,75$$

$$\mu_f = 0,22 \text{ cp}$$

$$K_f = 0,085 \text{ Btu/ja ft}^2 (\text{°f/ft})$$

Clean overall coefisient  $U_c$  untuk kondensasi :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{1284,8 \times 200}{1284,8 + 200}$$

$$U_c = 173,06$$

Clean surface untuk kondensasi

$$A_c = \frac{q_c}{U_c \times \Delta t}$$

$$A_c = \frac{638.483,8316}{173,06 \times 97,6}$$

$$A_c = 37,80 \text{ ft}^2$$

Clean surface untuk subcooling

$$A_s = 37,80 \times 0,2603$$

$$A_s = 9,84 \text{ ft}^2$$

Total area yang diperlukan

$$A_c = 37,80 + 9,84$$

$$A_c = 47,64 \text{ ft}_2$$

Weight overall coeficient

$$U_c = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$U_c = \frac{795.250,0444}{47,64 \times 97,6}$$

$$U_c = 171 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Total surface :  $40 \times 12 \times 0,1963 = 99,42 \text{ ft}^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$U_D = \frac{795.250,0444}{99,42 \times 97,6}$$

$$U_D = 81,96 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor (Rd) :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{171 - 81,96}{171 \times 81,96}$$

$$R_d = 0,0063 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Rd ketentuan =  $0,002 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$

Temyata Rd hitung > Rd ketentuan, maka HE memadai

## Pressure Drop

$$1. a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT}$$

$$a_s = \frac{10 \times 1,25 \times 8}{144 \times 1}$$

$$a_s = 0,139 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (Gs)

$$\frac{W}{a_s} = \frac{3.447,3958}{0,139}$$

$$G_s = 24.801 \text{ lb/jam ft}^2$$

Pada  $T = 113,5^\circ\text{C} \approx 236,3^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,013 \times 2,42 = 0,031 \text{ lb/ft jam}$$

$$D_e = \frac{0,73}{12} = 0,0608 \text{ ft}$$

6. Bilangan reynold (Res)

$$\text{Res} = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$\text{Res} = \frac{0,0608 \times 24.801}{0,031}$$

$$\text{Res} = 48.42$$

$$f = 0,00017 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (fig 26 Kern)}$$

$$2. N + 1 = \frac{12 \times L}{D}$$

$$N + 1 = \frac{12 \times 12}{8} = 18$$

1. Pada  $98^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,72 \times 2,42$$

$$\mu = 1,274 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = \frac{0,584}{12} = 0,0487 \text{ ft}$$

2. Bilangan Reynold (Ret)

$$\text{Res} = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$\text{Res} = \frac{0,0487 \times 1.440.670,37}{1,74}$$

$$\text{Res} = 40.322,2$$

$$f = 0,00017 \text{ (fig 26 Kern)}$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times G_s^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times \phi}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0017 \times (1.440.670,37)^2 \times 12 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0487 \times 1 \times 1}$$

$$\Delta P_t = 3,33 \text{ psi}$$

$$3. \Delta P_r = \left( \frac{4 \times n}{s} \right) \left( \frac{V^2}{2g} \right)$$

$$\rho_{\text{gas}} = 0.708 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_g = \frac{0.708}{62.5} = 0.83 \text{ ft}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_s \times D_s \times (N+1) \frac{1}{2}}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times S_g \times \phi_s}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.0014 \times (24.801)^2 \times \frac{1}{2} \times 0.83 \times 18}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0608 \times 0.0113}$$

$$\Delta P_t = 0.18 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{ketentuan}} = 2 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{hitung}} < \Delta P_{\text{ijin}}$$

$$\Delta P_r = \left( \frac{4 \times 4}{1} \right) \times 0.23$$

$$\Delta P_r = 3.7$$

$$4. \Delta P_t = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 3.33 + 3.7$$

$$= 7.03 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t \leq 10 \text{ psi}$$

Rancangan diterima

## 11. Separator (H-510)

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 5 \text{ atm}$$

Laju umpan masuk separator

Uap :

$$\text{MEK} = 58.5655 \times 2.2 = 128.8441 \text{ lb}$$

$$\text{SBA} = 5.3072 \times 2.2 = 11.6758 \text{ lb}$$

$$\text{H}_2 = 40.0813 \times 2.2 = 88.1789 \text{ lb}$$

$$\text{2-Butena} = 15.6700 \times 2.2 = 34.4740 \text{ lb}$$

---


$$263.1728 \text{ lb}$$

Liquida :

$$\text{SBA} = 72,261 \times 2,2 = 158.9742 \text{ lb}$$

$$\text{MEK} = 1.375,1131 \times 2,2 = 3.025,2488 \text{ lb}$$

---


$$3.184,2230 \text{ lb}$$

Menghitung density uap :

SBA :

$$\rho_v = \frac{BM}{V} + \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

$$\rho_v = \frac{74,193}{359} \times \frac{492}{564} \times \frac{5}{1}$$

$$\rho_v = 0,9 \text{ lb/cuft}$$

MEK :

$$\rho_v = \frac{74,193}{359} \times \frac{492}{564} \times \frac{5}{1}$$

$$\rho_v = 0,876 \text{ lb/cuft}$$

H<sub>2</sub> :

$$\rho_v = \frac{2,0159}{359} \times \frac{492}{564} \times \frac{5}{1}$$

$$\rho_v = 0,024 \text{ lb/cuft}$$

2-Butena :

$$\rho_v = \frac{56,107}{359} \times \frac{492}{564} \times \frac{5}{1}$$

$$\rho_v = 0,68 \text{ lb/cuft}$$



Dari pers 5-1 Evans didapat harga  $K_v = 0,27$  sehingga :

$$(Uv)_{\text{maks}} = 0,27 \times \sqrt{\frac{46,38 - 0,0677}{0,0677}}$$

$$= 7,21 \text{ ft/det}$$

Luas penampang vessel minimum :

Lajur volumetris uap

$$Q_v = \frac{W_v}{\rho_v}$$

$$= \frac{263,1728}{0,067 \times 3.600} = 1,08 \text{ cuft/det}$$

Luas penampang vessel minimum

$$A_{\text{min}} = \frac{Q_v}{U_v}$$

$$A_{\text{min}} = \frac{1,08}{7,21} = 0,15 \text{ ft}^2$$

Diameter vessel minimum :

$$D_{\text{min}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{\text{min}}}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,15}{\pi}}$$

$$= 0,437 \text{ ft}$$

Diameter vessel yang diijinkan :

$$= D_{\text{min}} + 6 \text{ in} \dots\dots\dots \text{Evans}$$

$$= 0,437 + 0,5$$

$$= 0,937 \text{ ft}$$

Volume vessel yang ditempati cairan :

$$Vl = Ql \times \text{waktu pengisian, Wft}$$

Dimana  $Ql$  = kecepatan cairan, cuft/det

$$Ql = \frac{Wl}{\rho l} = \frac{3.148,2230}{46,38 \times 3.600} = 0.0183 \text{ cuft/det}$$

Diambil waktu pengisian = 2 menit (holding time)

$$\begin{aligned} Vl &= 0,0183 \times 2 \times 60 \\ &= 2,196 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam vessel, Hl :

$$Hl = \frac{Vl}{\pi / 4 \times D^2}$$

$$Hl = \frac{2,196}{\pi / 4 \times (0,937)^2} = 3,185 \text{ ft}$$

$$\frac{Hl + Hv}{D} = 3 \text{ sampai } 5 \quad (\text{Evans})$$

Dipilih

$$\frac{Hl + Hv}{D} = 5$$

$$Hv = 5 \times D - Hl$$

$$= 5 \times 0,937 - 3,185$$

$$= 1,5 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi tinggi vessel} = 1,500 + 3,185$$

$$= 4,685 \text{ ft}$$

Dipilih vessel dengan ukuran :

$$\text{Diameter} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ ft}$$

$$\text{Volume Vessel} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 1^2 \times 5$$

$$= 3,93 \text{ cuft}$$

Umpan masuk ke separator dengan ketinggian 18 in dari ketinggian cairan maksimum.

Umpan masuk ke separator dari ketinggian.

$$= 3,185 + \frac{18}{12}$$

$$= 4,685 \text{ ft}$$

Menghitung tebal silinder

Dengan cara ASME :

$$t_{\min} = \frac{PR_i}{(f \times E = 0,6 \times P)} + C$$

Dimana :

$$P = P_{\text{operasi}} = 5 \text{ atm} = 73,5 \text{ psi}$$

$$R_i = \frac{D}{2} = \frac{1,0 \times 12}{2} = 6 \text{ in}$$

$$E = 0,80$$

$$C = 0,0625$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{224 - 151,3}{\ln \frac{224}{151,3}}$$

$$LMTD = 185,28^\circ\text{F}$$

3. Dicoba memakai double pipe exchanger

Dengan 8 ft hairpin dari 2 x 1 ¼ inchi pipa lps

$$T_{av} = 328^\circ\text{f}$$

$$\begin{aligned} t_{av} &= 0,5 \times (104 + 176,70) \\ &= 140,35^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Anulus, fluida dingin larutan MEK dan SBA

Untuk sifat dipakai sifat fisik MEK

4. Flow Area

$$D_2 = \frac{2,067}{12} = 0,1725 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{1,660}{12} = 0,1380 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} a_o &= \frac{\pi \times (D_2^2 - D_1^2)}{4} = \frac{\pi \times (0,1725^2 - 0,138^2)}{4} \\ &= 0,00826 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{(0,1725^2 - 0,138^2)}{0,138} \\ &= 0,0762 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$5. \quad G\alpha = \frac{W}{a\omega} = \frac{3.594,8568}{0,00826} = 435.121,6877 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$6. \quad \text{Pada } t = 140,35^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,28 \text{ cp} = 0,67 \text{ lb/ft jam}$$

$$Re = \frac{0,0762 \times 435.121,6877}{0,76} = 49.487$$

$$7. \quad JH = 140 \text{ (fig 24 Kern)}$$

$$8. \quad \text{Pada } t = 140,35^\circ\text{F}$$

$$C = 58,73 \text{ kkal/kmol }^\circ\text{F} = 0,82 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$K = 0,087 \text{ Btu/jam ft}^2$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{K}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,82 \times 0,67}{0,087}\right)^{1/3}$$

$$= 1,85$$

$$9. \quad h_o = JH \times \frac{K}{De} \times \left(\frac{C_p \times \mu}{K}\right)^{1/3} \times \frac{\mu}{\mu_w}$$

$$= 140 \times \left(\frac{0,087}{0,0762}\right) \times 1,85 \times 1$$

$$= 296$$

Inner pipe : fluida panas (steam)

$$4. \quad D = \frac{1,38}{12} = 0,015 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\pi \times (0,015)^2}{4} = 0,0104 \text{ ft}^2$$

$$5. G_p = \frac{W'}{a_p} = \frac{243,318}{0,0104} = 23.396 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$6. T = 328^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,015 \times 2,42 = 0,0363 \text{ lb/jam ft}^2 \text{ (Gbr 15 Kem)}$$

$$\text{Rep} = \frac{D \times G_p}{\mu} = \frac{0,115 \times 13.396}{0,0363} = 74.120$$

$$7. \text{hio untuk pengembunan uap air} = 1.500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$8. U_c = \frac{\text{hio} \times \text{ho}}{\text{hio} + \text{ho}} = \frac{1.500 \times 290}{1500 + 290}$$

$$= 247,2 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$9. \frac{1}{UD} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{247,2} + 0,002$$

$$= 165,4$$

Dari tabel 8 UD terletak antara 100 - 200

$$10. A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{216.261,0318}{165,4 \times 185,28} = 7,06 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang yang dibutuhkan} = \frac{7,06}{0,435} = 16,23 \text{ lim ft}$$

Jadi cukup dengan 1 Hairpin 8 ft

$$11. A = 16 \times 0,435 = 6,96 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{216.261,0318}{6,96 \times 185,28} = 168 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - UD}{U_c \times UD} = \frac{247,2 - 168}{247,2 \times 168} = 0,002$$

Rd hitung < Rd ketentuan dapat diterima

## Pressure Drop

Annulus :

$$\begin{aligned}
 1. \quad D_e' &= (D_2 - D_1) \\
 &= 0,1725 - 0,138 \\
 &= 0,0345 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \quad Re_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} = \frac{0,0345 \times 435.121,0877}{0,67} \\
 &= 22.406
 \end{aligned}$$

$$f = \frac{0,0035 + 0,264}{(Re)^{0,42}} = 0,004$$

$$S_g = 0,742$$

$$\rho = 0,742 \times 62,5 = 46,38$$

$$\begin{aligned}
 3. \quad \Delta Pa &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e} \\
 &= \frac{4 \times 0,004 \times (435.121,6077)^2 \times 16}{2 \times (4,18 \times 10^8) (46,38)^2 \times 0,0345} \\
 &= 0,78 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. \quad V &= \frac{G_a}{3.600 \times \rho} \\
 &= \frac{435.121,6877}{3.600 \times 46,38} = 2,60 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$F_t = 3 \times \frac{V^2}{2 \times g} = 3 \times \frac{(2 \times 60)^2}{2 \times 32,2} = 0,31$$

$$\Delta P_a = \frac{(0,78 + 0,31) \times 54,3}{144} = 0,41 \text{ psi}$$

Karena  $0,41 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$  (dapat diterima)

*Inner*

$$1. \text{ Rep} = 74.120$$

$$f = \frac{0,0035 + 0,264}{(74.120)^{0,42}} = 0,0024$$

Spesifikasi volume steam pada 100 psi = 4.432 ft<sup>3</sup>/lb (Tabel 7 Kern)

$$\rho = \frac{1}{4,432} = 0,2296 \text{ lb/ft}^3$$

$$2. \Delta P_a = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0024 \times (23,396)^2 \times 16}{2 \times (4,18 \times 10^8) \times (0,2256)^2 \times 0,115}$$

$$= 17 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{17 \times 55}{144} = 6,5 \text{ psi}$$

Karena  $6,5 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$  (dapat diterima)



### 13. Condensor Destilasi (E-630)

Fungsi : mengkondensasikan uap MEK dan SBA yang berasal dari menara destilasi

Jumlah : 1 buah

Pendingin : air yang masuk pada 86°F dan keluar pada 110°F

1. Dari neraca panas diperoleh jumlah panas yang harus dibuang yaitu sebesar

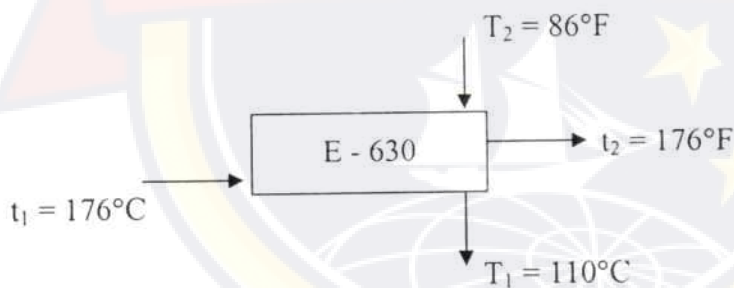
$$= 268.482,1849 \text{ kkal/jam}$$

$$= 1.065.490,058 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = \frac{1.065.490,058 \text{ Btu/jam}}{1 \times 24}$$

$$= 44.395,4191 \text{ lb/jam}$$

2.  $\Delta t$



$$\Delta t_2 = (176 - 86)^\circ\text{F} = 90^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = (176 - 110)^\circ\text{F} = 66^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{90 - 66}{\ln\left(\frac{90}{66}\right)}$$

$$LMTD = 77,38^{\circ}\text{F}$$

3.  $T_c$  dan  $t_c$

$$t_c = \frac{110 + 86}{2} = 98^{\circ}\text{F}$$

Dicoba menggunakan HE dengan ukuran :

$\frac{3}{4}$  inchi OD, 16 BWG, 1 in triangular pitch

Panjang tube,  $L = 8$  ft

a. Trial UD

$$UD = 75 - 150 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{1.066.490,058}{107 \times 77,38} = 128,6877 \text{ ft}^2$$

Untuk  $\frac{3}{4}$ " OD, maka  $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2$

Jumlah tube yang dibutuhkan  $N_t$  :

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{128,6877}{8 \times 0,1963} = 87,95 \text{ buah}$$

b. Dari tabel 9 Kern

Jumlah pipa yang terdekat adalah 82 tubes dengan ID shell = 12 in

dengan tube passess = 2

c.  $UD_{\text{koreksi}}$  :

$$A = N_t \times a'' \times L$$

$$= 82 \times 0,1963 \times 8 = 128,77 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{Q}{Nt \times a'' \times L}$$

$$UD = \frac{1.065.490,058}{128,77 \times 77,38} = 106,9 \approx 107 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tube side, fluida dingin, air pendingin

4. Flow area  $a't = 0,302$  in

$$a_t = \frac{Nt \times a't}{144 \times n}$$

$$a_t = \frac{82 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,086 \text{ ft}^2$$

5.  $Gt = \frac{W}{a_t} = \frac{44.395,4191}{0,086} = 516.225,8034$

$$V = \frac{Gt}{3.600 \times \rho} = \frac{516.225,8034}{3.600 \times 62,5} = 2,29 \text{ fps}$$

6.  $h_i = 620 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 620 \times \frac{0,62}{0,75} = 512,5 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

7. Pada  $t_\alpha = 98^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,7 \times 2,42 = 1,69 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = \frac{0,62}{12} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$Ret = \frac{D \times Gt}{\mu} = \frac{0,0517 \times 516.225,8034}{1,69}$$

$$= 15.792$$

Shel side, fluida panas

Untuk data sifat fisik dipakai sifat fisik MEK

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT}$$

$$a_s = \frac{12 \times 0,25 \times 10}{144 \times 1} = 0,208 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{5.505,93}{0,208} = 26.470,80 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$G'' = \frac{W}{L \times N_t^{2/3}}$$

$$G'' = \frac{5.505,93}{8 \times (82)^{2/3}} = 36,5 \text{ lb/jam lin ft}$$

Misalkan :

$$h_o = 220$$

$$T_v = 176^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o}{(h_{io} + h_o)} \times (T_v - t_c)$$

$$t_w = 98 + \frac{220}{(512,5 + 220)} \times (176 - 98)$$

$$t_w = 121,43^\circ\text{F}$$

$$t_f = 0,5 \times (T_v + T_w)$$

$$t_f = 0,5 \times (176 + 121,43) = 148,7^\circ\text{F}$$

$$S_f = 0,75$$

$$\mu_f = 0,22 \text{ cp}$$

$$K_f = 0,85 \text{ Btu/jam ft}^2 (\text{°F/ft})$$

$$\bar{h} = h_o = 230 \text{ (fig 12-9 Kern)}$$

Clean overall coefisien  $U_c$  untuk kondensasi :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{512,5 \times 230}{512,5 + 230}$$

$$U_c = 159$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{159 - 107}{159 \times 107} = 0,0031$$

$$R_d \text{ ijin} = 0,003$$

$R_d$  hitung >  $R_d$  ijin (diterima)

### Pressure Drop

Shell side

Tube side

1. Pada  $T_v = 176^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,085 \times 2,42$$

$$= 0,21 \text{ lb/ft jam}$$

$$De = \frac{0,73}{12}$$

$$= \frac{0,061 \times 26.479,82}{0,061}$$

1. Untuk  $Re = 15.792$

$$f = 0,00285$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S \times \phi}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,00285 \times (516.225,8034)^2 \times 8 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,05171 \times 1 \times 1}$$

$$= 4,503 \text{ psi}$$

$$f = 0,0022 \text{ (fig 20 Kern)}$$

$$2. \quad N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$= \frac{12 \times 8}{10} = 10$$

$$\rho = \frac{72,107}{359 \times \frac{636}{492} \times 1}$$

$$= 8,155 \text{ lb/ft}^2$$

$$S = \frac{0,255}{62,5} = 0,0025$$

$$D_s = \frac{12}{12} = 1$$

$$3. \quad \Delta P_s = \frac{1 \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{1 \times (26.470,82)^2 \times 1 \times 10}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 1 \times 0,061 \times 0,0025}$$

$$= 0,97 \text{ psi}$$

14.

$$3. \quad \Delta P_r = \left( \frac{4 \times n}{S} \right) \times \left( \frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= \left( \frac{4 \times 2}{1} \right) \times 0,08$$

$$4. \quad \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 4,503 + 0,65$$

$$= 5,153 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t < 10 \text{ psi (diterima)}$$

### 15. Tangki Refluks (F-640)

Fungsi : menampung cairan yang keluar dari kondensor ke menara destilasi

Jumlah cairan yang masuk = 2.527,9856 kg/jam

Density  $\rho = 727 \text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal diambil 15 menit = 0,25 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{2.527,9856 \text{ kg/jam}}{727 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,4773 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam} \\ &= 0,8693 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 25%

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan yang digunakan} &= 1,25 \times 0,8693 \\ &= 1,0867 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dipakai berbentuk silinder horisontal dengan tutup kiri dan kanan berbentuk ellips

$$\text{Ketentuan} = L_{\text{silinder}} = 6 \times D$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dari sheel} &= \frac{\pi \times D^2 \times L_{\text{silinder}}}{4} \\ &= \frac{\pi \times D^3 \times 6}{4} = \frac{3 \times \pi \times D^3}{2} \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup} = \frac{2 \times \pi \times D^3}{24} = \frac{\pi \times D^3}{12}$$

Jadi volume total tangki ( $V_t$ ) :

$$V_t = \frac{3 \times \pi \times D^3}{2} + \frac{\pi \times D^3}{12}$$



Maka diameter tangki (D)

$$D^3 = \frac{V}{\frac{2}{3} \times \pi + \frac{1}{2} \times \pi}$$

$$D = \left( \frac{1,0867}{\frac{2}{3} \times \pi + \frac{1}{2} \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 0,6023 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki (L)} &= L_{\text{sylinder}} + 2 \times L_{\text{ellips}} \\ &= 6 \times D + 2 \times \frac{1}{4} \times D \\ &= 6,5 \times 0,6023 \\ &= 3,9150 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki

Tekanan dalam tangki (P) :

$$P = \frac{\rho \times (h - 1)}{144}$$

$$P = \frac{45,37 \times (1,9760 - 1)}{144} = 0,3075 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi : Carbon steel SA - 129 B dengan

$$f = 11.000 \text{ psi}$$

$$C = 0,125$$

$$E = 0,75$$

$$r_i = 0,5 \times D$$

$$r_i = 0,5 \times 0,6023 = 0,3012 \text{ m} \approx 11,8563 \text{ inchi}$$



$$t = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$t = \frac{0,3075 \times 11,8563}{11.000 \times 0,75 - 0,6 \times 0,3075} + 0,125$$

$$t = 0,1254 \text{ inchi}$$

Maka perancangan yang dipakai, tebal 3/16 inchi

### 16. Tangki Produk (F-605)

Fungsi : untuk menampung MEK sebagai produk

Jumlah cairah yang masuk = 1.388,8889 kg/jam

Density  $\rho = 727 \text{ kg/m}^3$

Faktor keamanan = 25%

Tangki direncanakan untuk menyimpan MEK selama 30 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{30 \times 24 \times 1.388,8889}{727} \\ &= 1.375,5158 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipakai 4 buah tangki yang volumenya sama

$$\begin{aligned} \text{Maka volume larutan untuk setiap tangki} &= \frac{1.375,5158}{4} \\ &= 343,8790 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 25%

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan yang digunakan} &= 1,25 \times 343,8790 \\ &= 429,8487 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dipakai berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan berbentuk ellips dan tutup bawah datar.

$$\text{Ketentuan} = H_{\text{silinder}} = 3 \times D$$

$$\text{Volume dari sheet} = \frac{\pi \times D^2 \times L_{\text{silinder}}}{4}$$

$$= \frac{\pi \times D^3 \times 3}{4}$$

$$\text{Volume tutup} = \frac{\pi \times D^3}{24}$$

Jadi volume total tangki ( $V_t$ ):

$$V_t = \frac{3 \times \pi \times D^3}{2} + \frac{\pi \times D^3}{24}$$

Maka diameter tangki ( $D$ )

$$D^3 = \frac{V}{\frac{3}{4} \times \pi + \frac{1}{24} \times \pi}$$

$$D = \left( \frac{429,8487}{\frac{3}{4} \times \pi + \frac{1}{24} \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 5,5702 \text{ m}$$

$$\text{Panjang tangki (L)} = L_{\text{silinder}} + 2 \times L_{\text{ellips}}$$

$$= 3 \times D + \frac{1}{4} \times D$$

$$= 3,25 \times 5,5702$$

$$= 18,1033 \text{ m}$$

*Menghitung tebal tangki*

Tinggi larutan dalam tangki (h)

$$h = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 343,8790}{\pi \times (5,5702)^2}$$

$$= 14,115 \text{ m} = 46,2971 \text{ ft}$$

Tekanan dalam tangki (P) :

$$P = \frac{\rho \times (h - 1)}{144}$$

$$P = \frac{45,37 \times (46,2971 - 1)}{144} = 14,2717 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi : Carbon steel SA - 129 B dengan

$$f = 11.000 \text{ psi}$$

$$C = 0,125$$

$$E = 0,75$$

$$r_i = 0,5 \times D$$

$$r_i = 0,5 \times 5,5702 = 2,7851 \text{ m} \approx 109,6494 \text{ inchi}$$

$$t = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$t = \frac{14,2717 \times 109,6494}{11.000 \times 0,75 - 0,6 \times 14,2717} + 0,125$$

$$t = 0,3149 \text{ inchi}$$

Maka perancangan yang dipakai, tebal 3/16 inchi

## 17. Reboiler (E-620)

Fungsi : Untuk menguapkan sebagian dari hasil bawah ke menara destilasi

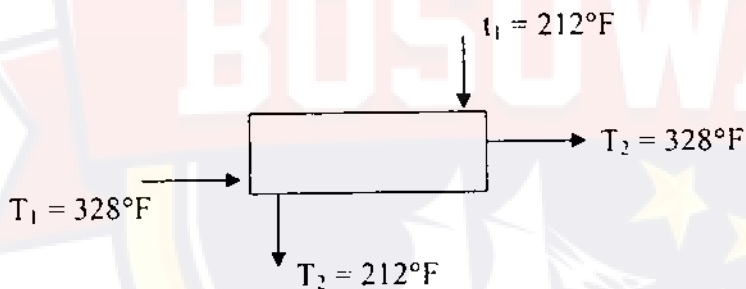
### 1. Neraca panas

Dari perhitungan neraca panas diperoleh

$$\begin{aligned} \text{- Beban panas dari reboiler} &= 269.207,5361 \text{ kkal} \\ &= 1.068.368,665 \text{ Btu} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Jumlah steam yang dibutuhkan} &= \frac{1.068.368,665 \text{ Btu}}{888,80 \text{ Btu/lb}} \\ &= 1.202,035 \text{ lb} \end{aligned}$$

### 2. $\Delta t$



$$\Delta t_2 = \text{LMTD} = 328 - 212 = 116^\circ\text{F}$$

### 3. $T_a$ dan $t_a$

$$T_a = 328^\circ\text{F}$$

$$t_a = 212^\circ\text{F}$$

Dicoba menggunakan HE ukuran  $\frac{3}{4}$  ini OD, 16 BWG, 15/16 triangluar pitch,  
panjang tube 1 = 12 ft

a. Trial UD

$$UD = 100 - 200 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F} \quad (\text{tabel 8 Kern})$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{1.068.368,665}{12 \times 0,1963} = 76,75 \text{ ft}^2$$

Untuk ¾" OD

$$\text{Maka } a'' = 0,1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft}$$

$$\text{Jumlah pipa} = \frac{A}{L \times a''} = \frac{76,75}{12 \times 0,1963} = 32,6$$

b. Dari tabel 9 Kern

Tube count yang terdekat adalah 32 tubes, dipakai kettle reboiler untuk

$$\text{ID bundle 8 in dan tube passes} = 2$$

c. Koresksi UD:

$$\begin{aligned} A &= Nt \times a'' \times L \\ &= 32 \times 0,1963 \times 12 = 75,4 \end{aligned}$$

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$UD = \frac{1.068.368,665}{75,4 \times 116} = 122,1 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F}$$

*Tube side, fluida panas, steam*

4. Flow area  $a't = 0,302 \text{ in}$

$$a_t = \frac{Nt \times a't}{144 \times n}$$

$$a_t = \frac{32 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0336 \text{ ft}^2$$

$$5. \quad Gt = \frac{W}{a't} = \frac{1.202,035}{0,0336} = 35.774,85 \text{ lb/jam ft}^2$$

6. Pada  $T_c = 328^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,014 \times 2,42 = 0,0339 \text{ lb/jam ft}$$

$$D = \frac{0,16}{12} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$\text{Ret} = \frac{D \times Gt}{\mu} = \frac{0,0517 \times 35.774,85}{0,0039} \\ = 54.559$$

$$h_i = 0,00033$$

$h_{io}$  untuk pengembunan uap air = 1.500

Shell side, fluida dingin, larutan SBA

Asumsi  $h_o = 300$

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 212 + \frac{1.500}{1.500 + 300} (328 - 212)$$

$$t_w = 309^\circ\text{F}$$

$$(\Delta t)_w = 309 - 212 = 97^\circ\text{F}$$

Dari gambar 15-11 Kern,  $h_v = 300$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{1.500 \times 300}{1.500 + 300} = 250 \text{ Btu.jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Chek fluks maksimum :

$$\frac{Q}{A} = \frac{1.068.368,665}{75,4} = 14.169 < 20.000 \text{ (aman)}$$

$$R_d = \frac{U_c - UD}{U_c \times UD} = \frac{250 - 122,1}{250 \times 122,1} = 0,0042 \text{ (terima)}$$

$R_d$  hitung >  $R_d$  ketentuan

**Pressure Drop**

*Tube side*

$$Re = 54.559$$

$$f = 0,00017$$

$$S = \frac{1}{4,432 \times 62,5} = 0,0036$$

$$\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0036}$$

$$= 0,54 \text{ psi}$$

$\Delta Pr = 0$  (sangat kecil)

Sehingga  $\Delta Pt = 0,54$  psi (diterima)



UNIVERSITAS

**BOSOWA**

*LAMPIRAN D*



## LAMPIRAN D

### PERHITUNGAN UTILITAS

#### A. Steam

Untuk mencukupi kebutuhan steam maka diperlukan steam tambahan selain gas hasil reaktor yang dialokasikan ke preheater dan superheater.

- Kebutuhan steam tambahan = 679,354 kg/jam
- Direncanakan steam yang dihasilkan 15% lebih besar dari kebutuhan sebenarnya, sehingga

Jumlah yang harus dihasilkan oleh reboiler :

$$W = 1,15 \times 679,354$$

$$W = 781,2571 \text{ kg/jam} = 1.778,7656 \text{ lb/jam}$$

Boiler

Tugas : membuat uap air sebanyak 781,2571 kg/jam pada suhu 328°F dan tekanan 100,3 psi

Jenis alat : Water tube boiler

- Efisiensi penguapan dianggap 80% maka

$$\text{Jumlah air yang dibutuhkan} = \frac{781,2571 \text{ kg/jam}}{0,8}$$

$$= 976,5714 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.148,457 \text{ lb/jam}$$

- Air umpan boiler masuk pada suhu  $30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$

Jumlah air yang dibutuhkan untuk menguapkan air :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T + m \times H_{fg}$$

$$Q = 2.148,457 \times 1 \times (328 - 86) + 2.148,457 \times 880,80$$

$$Q = 2.429.475,776 \text{ Btu/jam}$$

Jadi :

Panas yang dibutuhkan dari bahan bakar adalah :

$$= 2.429.475,776 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Flux rata-rata diambil} = 15.000 \text{ Btu/Jam ft}^2$$

Maka luas permukaan perpindahan panas

$$= \frac{2.429.475,776}{15.000}$$

$$= 161,9650 \text{ ft}^2$$

$$= 15,047 \text{ m}^2$$

Dianggap efisiensi boiler 50%

Sebagai bahan bakar boiler digunakan diesel fuel dengan heating value

$$= 19.200 \text{ Btu/lb} \dots\dots\dots (\text{Perry's, 3th})$$

$$\text{Dik : } \rho_{(\text{diesel fuel})} = 55 \text{ lb/ft}^3$$

Maka kebutuhan bahan bakar (W)

$$W = \frac{\text{Total panas yang dibutuhkan boiler}}{\text{Heating value} \times \eta}$$

$$= \frac{2.429.475,776 \text{ Btu/jam}}{19.200 \text{ Btu/lb} \times 0,50}$$

$$W = 253,07 \text{ lb/jam}$$

$$W = \frac{253,07 \text{ lb/jam}}{\rho}$$

$$= \frac{253,07 \text{ lb/jam}}{55 \text{ lb/cuft}} = 4,60 \text{ cuft/jam}$$

## B. Air

Untuk memenuhi kebutuhan ini, maka air diambil dari sungai yang sebelumnya membutuhkan treatment agar sesuai dengan kesehatan dan industri.

Penghematan air dilakukan dengan menggunakan cooling tower untuk mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan.

Make up water :

Jumlah make up water yang diperlukan setiap harinya dihitung berdasarkan kebutuhan air yaitu :

- a. Kehilangan pada cooling water

Dianggap air yang hilang 10% maka :

$$= 0,1 \times 43.315,071 = 4.331,5071 \text{ kg/jam}$$

- b. Kehilangan steam dan blow down air boiler

Ditaksir jumlah kehilangan air karena hilangnya steam (kebocoran dan lain-lain).

serta blow down air boiler adalah 30% dari rate steam yang keluar dari boiler.

Jadi kebutuhan air total :

1. Air untuk proses :

Air pendingin :

Condensor : 20.179,736 kg/jam

Cooler : 8.073,781 kg/jam

Condensor parsial : 15.061,554 kg/jam

43.315,071 kg/jam

2. Make up boiler : 976,5714 kg/jam

3. Kebutuhan air minum, toilet, pembersih, pelarut dan lain-lain  
diperkirakan : 28.863,3164 kg/jam

Total : 78.002,0961 kg/jam

Spesifikasi peralatan pengolahan air

### 1. Bak Pengendap

Tugas : menampung dan mengendapkan larutan air sungai tanpa bantuan zat kimia.

Jumlah : 2 buah

Direncanakan untuk menampung air selama 1 hari,

jumlah air yang ditampung = 78.002,0961 kg/jam

= 1.872.050,3060 kg/hari

Volume air yang ditampung (V) :

$$V = \frac{1.872.050,3060}{1.000} = 1.872,05 \text{ m}^3$$

Untuk perancangan diambil faktor keamanan 20% sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 1,2 \times 1.872,05 \text{ m}^3 \\ &= 2.246,46 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dibua 2 buah bak, dengan volume masing-masing adalah :

$$V_B = \frac{1}{2} \times 2.246,46 \text{ m}^3 = 1.123,23 \text{ m}^3$$

Bak dirancang dengan

$$V = P \times L \times T$$

Dimana :

P : Panjang (m)

L : Lebar (m)

T : Tinggi (m)

Sehingga

$$1.123,23 \text{ m}^3 = 2L \times L \times 3$$

$$6L^2 = 1.123,23 \text{ m}^3$$

$$L = 13,7 \text{ m}$$

Jadi panjang bak :

$$P = 2 \times L$$

$$P = 2 \times 13,7 = 27,4 \text{ m}$$

Maka dipilih bak dengan ukuran :

Panjang = 27,4 m

Lebar = 13,7 m

Tinggi = 3 m

## 2. Tangki Pelarutan Soda Abu $\text{Na}_2\text{CO}_3$

Tugas : tempat melarutkan soda abu

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder tegak

Jumlah alum yang dipakai

$$= 0,9030 \times 7 \times 24$$

$$= 151,704 \text{ lb} = 69 \text{ kg}$$

Soda abu dilarutkan hingga konsentrasi 30% berat, maka

Jumlah larutan yang harus dibuat :

$$= \frac{100}{30} \times 69 = 230 \text{ kg}$$

Densitas bahan = 1,359 kg/ltr

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki ( $V_t$ )

$$V_t = \frac{230 \text{ kg}}{1,359 \text{ kg/ltr}} \times 7,2$$

$$= 203,1 \text{ ltr} = 0,203 \text{ m}^3$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah dan atas datar, dengan ketentuan rancangan  $\Rightarrow 1$

$$H = 1,3 D$$

Maka :

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

## 2. Tangki Pelarutan Soda Abu $\text{Na}_2\text{CO}_3$

Tugas : tempat melarutkan soda abu

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder tegak

Jumlah alum yang dipakai

$$= 0,9030 \times 7 \times 24$$

$$= 151,704 \text{ lb} = 69 \text{ kg}$$

Soda abu dilarutkan hingga konsentrasi 30% berat, maka

Jumlah larutan yang harus dibuat :

$$= \frac{100}{30} \times 69 = 230 \text{ kg}$$

Densitas bahan = 1,359 kg/ltr

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki ( $V_t$ )

$$V_t = \frac{230 \text{ kg}}{1,359 \text{ kg/ltr}} \times 7,2$$

$$= 203,1 \text{ ltr} = 0,203 \text{ m}^3$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah dan atas datar, dengan ketentuan rancangan => 1

$$H = 1,3 D$$

Maka :

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,3D$$

$$= 1,02 D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{1,02} \right)^{1/3} = \left( \frac{0,203}{1,02} \right)^{1/3} = 0,58 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

Diameter = 0,58 m

Tinggi = 1,3 x 0,58 = 0,76 m

t = 0,147 in

### 3. Sand Filter

Fungsi : menyaring dan membersihkan air dari kotoran yang masih tersisa

Jumlah : 2 buah

Bentuk : silinder tegak

Kecepatan air = 78.002,0961 kg/jam

Waktu tinggal air direncanakan 0,25 jam

Diameter sand filter direncanakan 1,5 m

Volume yang ditempati air ( $V_\alpha$ ) :

$$V_\alpha = \frac{78.002,0961}{1.000} = 19,5 \text{ m}^3$$

Direncanakan mempergunakan 2 buah silinder maka

$$V_\alpha = \frac{1}{2} \times 19,5 \text{ m}^3 = 9,75 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi air} = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 9,75}{\pi \times 1,5^2} = 5,52 \text{ m}$$



Tinggi media penyaring = 1,5 m

Maka :

Tinggi sand filter = 1,5 + 5,52 = 7,02 m

Jadi :

Untuk perencanaan dipakai :

- Diameter sand filter = 1,5
- Tinggi sand filter = 7,02 m

#### 4. Clarifier

Tugas : mengendapkan partikel-partikel dengan bantuan alum dan soda abu

Jumlah : 1 buah

Laju alir air = 78.002,0961 kg/jam = 171.604,6114 lb/jam

Laju alir alum =  $\frac{100}{30} \times 1,8067 = 6,02$  lb/jam

Laju alir soda abu =  $\frac{100}{30} \times 0,9030 = 3,01$  lb/jam

Maka

Kecepatan clarifier = 171.604,6114 + 6,02 + 3,01  
= 171.613,6414 lb/jam

Perhitungan dimensi clarifier

$$C = \frac{(D^3 \times H \times n)}{K} \dots\dots\dots (\text{Brown, 1950})$$

Dimana :

C : kapasitas clarifier, lb/jam

D : Diameter clarifier, in

n : putaran motor dalam rpm

H : Tinggi clarifier (direncanakan  $H = 2D$ )

K : konstanta endapan = 995

Maka :

$$D = \left( \frac{C \times K}{2 \times n} \right)^{1/4}$$

$$D = \left( \frac{171.631,6414 \times 995}{2 \times 1} \right)^{1/4}$$

$$D = 96,12 \text{ in} = 8,01 \text{ ft}$$

Jadi :

$$H = 2 \times D$$

$$H = 2 \times 8,01 \text{ ft} = 16,02 \text{ ft}$$

Tinggi konis diambil

$$t = 1/3 H$$

$$t = 1/3 \times 16,02 = 5,34 \text{ ft}$$

Partikel endapan TDD  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dan  $\text{CaCO}_3$

$$\rho_{\text{Al}(\text{OH})_2} = 1,4379 \text{ gr/ml}$$

$$\rho_{\text{CaCO}_3} = 1,3826 \text{ gr/ml}$$

Densitas rata-rata  $\rho_p$

$$\rho_p = \frac{1,4379 + 1,3826}{2} = 1,4103 \text{ gr/ml}$$

Densitas larutan,  $\rho_L = 1,2052 \text{ gr/ml}$

Viskositas larutan =  $0,0345 \text{ gr/cm det}$

Jari-jari partikel =  $0,01 \text{ cm}$

Kecepatan gravitasi =  $980 \text{ cm/det}$

Kecepatan terminal, (V)

$$V = \frac{2 \times r^2 \times g}{9 \times \mu \times (\rho_p - \rho_L)}$$

$$V = \frac{2 \times (0,01)^3 \times 980}{9 \times 0,0345 \times (1,4103 - 1,2052)}$$

$$V = 0,129 \text{ cm/det}$$

Waktu pengendapan

$$W = \frac{H \times 30,48}{V \times 60}$$

$$W = \frac{16,02 \times 30,48}{0,129 \times 60} = 63,1 \text{ menit}$$

Power pengaduk (P)

$$P = \frac{D^2 \times H \times n^2 \times (27 + D^2 \times n^2)}{415 \times W}$$

$$P = \frac{8,01^2 \times 16,02 \times 1^2 \times (27 + 8,01^2 \times 1^2)}{415 \times 63,1}$$

$$P = 3,6 \text{ Hp}$$

Untuk rancangan dipakai pengaduk 4 Hp

## 5. Menara Air

Tugas : mendistribusikan air untuk keperluan pabrik

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder tegak

Menara air direncanakan untuk menampung kebutuhan air selama 2 jam. Menara ini merupakan pusat distribusi air untuk keperluan seluruh pabrik.

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang ditampung} &= \frac{2 \times 78.002,0961}{1.000} \\ &= 156,004 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk perancangan diambil faktor keamanan 20%, maka volume menara air,

$$\begin{aligned} V_{ma} &= 1,2 \times 156,004 \text{ m}^3 \\ &= 187,2 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan menara berbentuk silinder tegak dengan

$$H = 1,5 \times D$$

Maka :

$$V_{ma} = \frac{\pi \times D^2}{4} \times H = 1,178 D^3$$

$$D = \left( \frac{V_{ma}}{1,178} \right)^{1/3} = 5,42 \text{ m}$$

Jadi ukuran menara :

Diameter = 5,42 m

Tinggi = 1,5 x 5,42 m = 8,13 m

Bahan konstruksi = SS 304

Tinggi kaki penyangga direncanakan 10 meer dengan bahan konstruksi plat baja.

## 6. Kation Exchanger

Banyaknya air yang harus diolah = 976,5714 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang diolah} &= \frac{976,5714}{1.000} \\ &= 0,9766 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume kation resin} = 1 \text{ cuft} = 0,02832 \text{ m}^3$$

Exchanger berbentuk silinder tegak, dengan  $H = 3 \times D$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} V_s &= 1,2 \times (0,9766 + 0,02832) \\ &= 1,206 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$V_s = \frac{3}{4} \times \pi \times D^3$$

$$D = \left( \frac{4 \times V_s}{3 \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$D = \left( \frac{4 \times 1,206}{3 \times \pi} \right)^{1/3} = 0,799 \text{ m} = 0,8 \text{ m}$$

$$H = 3 \times D = 3 \times 0,8 = 2,4 \text{ m}$$

Menghitung tinggi lapisan kation resin

$$\text{Volume kation resin} = 0,02832 \text{ m}^3$$

$$H_k = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2}$$

$$H_k = \frac{4 \times 0,02832}{\pi \times 0,8^2} = 0,056 \text{ m}$$

Jadi tinggi resin = 0,056

## 7. Anion Exchanger

Perhitungan analog dengan perhitungan kation exchanger karena air yang diolah sama dan volume resin sama.

Diperoleh :

- Tinggi exchanger = 2,4 m
- Diameter exchanger = 0,8 m
- Tinggi anion resin = 0,056 m

## 8. Tangki Penampungan Air Pendingin Bekas

Fungsi : untuk menampung air pendingin bekas

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder tegak

Jumlah air yang harus ditampung = 43.315,071 kg/jam

Tangki dirancang untuk kapasitas penampungan 3 jam

Volume air yang harus ditampung

$$= \frac{43.315,071 \times 3}{1.000} = 129,95 \text{ m}^3$$

Untuk faktor perancangan, faktor keamanan = 20%

Jadi volume tangki (Vt) :

$$Vt = 1,2 \times 129,95$$

$$= 155,94 \text{ m}^3$$

Tangki berbentuk silinder dengan dimensi,

$$H = 3 \times D$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = 2,356 \times D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{2,356} \right)^{1/3} = 4,05 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

Diameter = 4,05 m

Tinggi = 3 x D

$$= 3 \times 4,05 \text{ m} = 12,15 \text{ m} = 12 \text{ m}$$

## 9. Cooling Tower

Fungsi : mendinginkan kembali air pendingin bekas menjadi suhu mula-mula

Jenis : Cooling tower type mechanical draft

Jumlah air masuk = 95.293,1566 lb/jam

Cooling tower dirancang untuk kapasitas = 115.000 lb/jam

Suhu air masuk menara =  $T_1 = 110^\circ\text{F}$

Suhu air keluar menara =  $T_2 = 86^\circ\text{F}$

Udara yang dipakai untuk mendinginkan mempunyai :

Wet Bulb Temperatur =  $75^\circ\text{F}$

Pada suhu ini, densitas udara ( $\rho_{\text{udara}}$ )

$$\rho_{\text{udara}} = 1/13,88 = 0,072 \text{ lb/cuft}$$

Menara dirancang dengan ukuran 9 x 9 ft, maka :

$$\text{Ground area} = 81 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju alir; } L = \frac{115.000}{81} = 1.419,75 \text{ lb/jam ft}^2$$

Dipakai Fan yang mempunyai kapasitas 24.000 cfm

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran udara (G)} &= \frac{24.000 \times 0,072 \times 60}{81} \\ &= 1,280 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\frac{L}{G} = \frac{1.419,75}{1.280} = 1,1092$$

$$\begin{aligned} H_2 &= H_1 + \frac{L}{G} \times (T_2 - T_1) \dots \text{Pers 17-83 Kern, 1984} \\ &= 39,1 + 1,1092 \times (110 - 86) \\ &= 65,7208 \text{ Btu/lb} \end{aligned}$$

Pada  $T = 86^\circ\text{F}$ ,  $H'_1 = 50 \text{ Btu/lb}$

$T = 110^\circ\text{F}$ ,  $H'_2 = 93.6 \text{ Btu/lb}$

Fig 17-12 Kern 1984

Maka :

Pada Puncak menara  $= H'_2 - H_2 = 27,879$

Dasar menara  $= H'_1 - H_1 = 10,9$

$$\text{Log mean } (H' - H_1) = \frac{27,879 - 10,9}{\ln \frac{27,879}{10,100}} = 18,08$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah unit difusi nd} &= \frac{dT}{H' - H_1} \\ &= \frac{110 - 86}{18,08} = 1,327 \end{aligned}$$



Konstanta karakteristik menara :

$$Kx\alpha = 115 \text{ lb/jam ft}^2 \text{ (Kern, 1984)}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara} &= \frac{nd \times L}{Kx\alpha} \\ &= \frac{1,327 \times 1.419,75}{115} = 16,38 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk perancangan diambil tinggi menara 17 ft

#### 10. Tangki Air Pendingin

Fungsi : untuk menampung air pendingin

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder tegak

Jumlah air yang harus ditampung = 115.000 lb/jam

$$= 52.272,73 \text{ kgjam}$$

Tangki dirancang untuk kapasitas penampungan 3 jam

Volume air yang harus ditampung

$$= \frac{52.272,73 \times 3}{1.000} = 156,82 \text{ m}^3$$

Untuk faktor perancangan, faktor keamanan = 20%

Jadi volume tangki ( $V_t$ ) :

$$V_t = 1,2 \times 156,82 \text{ m}^3$$

$$= 188,2 \text{ m}^3$$

Tangki berbentuk silinder dengan dimensi,

$$H = 3 \times D$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = 2,356 \times D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{2,356} \right)^{1/3} = \left( \frac{188,2}{2,356} \right)^{1/3} = 4,3 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

$$\text{Diameter} = 4,3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 3 \times D$$

$$= 3 \times 4,3 \text{ m} = 12,9 \text{ m} = 12,9 \text{ m}$$

Bahan konstruksi = SS 304

### 11. Tangki Pelarutan Kaporit

Fungsi : membuat larutan kaporit

Kebutuhan kaporit = 0,0343 lb/jam

Tangki dirancang untuk kebutuhan 1 bulan

Jumlah kebutuhan chlor =  $0,0343 \times 24 \times 30$

$$= 24,696 \text{ lb}$$

Chlor yang digunakan dengan konsentrasi 30% berat.

Berat larutan yang harus dibuat

$$= \frac{100}{30} \times 24,696$$

$$= 82,32 \text{ lb} = 37,42 \text{ kg}$$

Densitas bahan = 1,23 kg/jam

Jadi volume tangki (V) :

$$V = \frac{37,42}{1,23 \times 1.000} = 0,0304 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

Jadi volume tangki (Vt) :

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 0,0304 \\ &= 0,0365 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder dengan dimensi,

$$H = 3 \times D$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = 2,356 \times D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{2,356} \right)^{1/3} = \left( \frac{0,0365}{2,356} \right)^{1/3} = 0,25 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

$$\text{Diameter} = 4,3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 3 \times D$$

$$= 3 \times 4,3 \text{ m} = 12,9 \text{ m}$$

Bahan konstruksi = SS 304

## 12. Tangki Air Umpan Ketel

Fungsi : tempat penyimpanan air umpan boiler

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder tegak

Jumlah air yang harus ditampung = 976.5714 kg/jam

Tangki dirancang untuk kapasitas penampungan 10 jam

Volume dari fluida :

$$= \frac{976,5714 \times 10}{1.000} = 9,766 \text{ m}^3$$

Untuk faktor perancangan, faktor keamanan = 20%

Jadi volume tangki ( $V_t$ ) :

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 9,766 \\ &= 11,719 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder dengan dimensi,

$$H = 3 \times D$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = 2,356 \times D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{2,356} \right)^{1/3} = \left( \frac{11,719}{2,356} \right)^{1/3} = 1,71 \text{ m}$$

$$H = 3 \times D = 3 \times 1,17 = 5,13 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

$$\text{Diameter} = 1,71 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5,13$$

Bahan konstruksi = SS 304

### 13. Deaerator

Fungsi : memanaskan dan menghilangkan gas-gas terlarut dalam air

Volume air yang diolah = 976,5714 kg/jam = 9,766 m<sup>3</sup>/jam

Silinder berisi 75%

$$V_s = \frac{100}{75} \times 9,766 = 13,02 \text{ m}^3$$

Silinder dirancang dengan ketentuan  $H = 2,5 \times D$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = 1,963 \times D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{1,963} \right)^{1/3} = \left( \frac{13,02}{1,963} \right)^{1/3} = 1,9 \text{ m}$$

$$H = 2,5 \times D = 2,5 \times 1,9 = 4,75 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

Diameter	= 1,9 m
Tinggi	= 4,75 m
Bahan konstruksi	= SS 304

### 14. Tangki Storage Solar

Fungsi : untuk menyimpan bahan bakar solar

Jumlah : 2 buah

Bentuk : silinder tegak

Total kebutuhan solar = 152,07 lb/jam

Tangki dirancang untuk kapasitas penampungan 1 minggu

$$\begin{aligned} \text{Volume solar} &= 152,07 \times 7 \times 24 \\ &= 25.716 \text{ ltr} = 25,716 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Untuk faktor perancangan, faktor keamanan = 20%

Jadi volume tangki ( $V_t$ ) :

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 25,716 \\ &= 30,86 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tiap tangki =  $\frac{1}{2} \times 30,86 = 15,43 \text{ m}^3$

Tangki berbentuk silinder dengan dimensi,

$$H = 3 \times D$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = 2,356 \times D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{2,356} \right)^{1/3} = \left( \frac{15,43}{2,356} \right)^{1/3} = 1,87 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

$$\text{Diameter} = 1,87 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5,61$$

Bahan konstruksi = SS 304

#### 15. Tangki Pelarut Alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)$

Fungsi : tempat melarutkan laum

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder tegak

Jumlah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)$  yang diperlukan = 1,8061 lb/jam

Alum disediakan untuk keperluan 1 minggu

Maka jumlah alum yang dipakai =  $1,8061 \times 7 \times 24$

$$= 303,42 \text{ lb}$$

$$= 137,92 \text{ kg}$$

Alum dilarutkan hingga mempunyai konsentrasi 30% berat,

Maka jumlah larutan yang harus dibuat :

$$= \frac{100}{30} \times 137,92 = 459,73 \text{ kg}$$

Densitas bahan = 1,19 kg/ltr

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{459,73}{1,19} \times 1,2 \\ &= 463,60 \text{ ltr} \\ &= 0,4636 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah dan atas datar, dengan ketentuan rancangan  $H = 1,3 \times D$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = 1,02 \times D^3$$

$$D = \left( \frac{V_t}{1,02} \right)^{1/3} = \left( \frac{15,43}{1,02} \right)^{1/3} = 0,77 \text{ m}$$

Jadi ukuran tangki :

$$\text{Diameter} = 0,77 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1,00 \text{ m}$$

Bahan konstruksi = SS 304

Tinggi larutan dalam tangki (h)

$$h = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 0,386}{3,14 \times 0,77^2} = 0,83 \text{ m} = 2,72 \text{ ft}$$

Tekanan hidrostatik

$$= \frac{1,19 \times 62,5 \times 2,72}{144} = 1,32 \text{ psi}$$

Tekanan total = 14,7 + 1,32

$$= 16,02 \text{ psia}$$

Dipakai bahan konstruksi carbon steel SA-129 B dengan

Dari pers 13-1 Brownel and Young 1959, diperoleh

$$f = 11.000 \text{ psi}$$

$$E = 0,75$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$r_i = 0,5 D = 0,5 \times 0,77 = 0,39 \text{ m} = 15,16 \text{ in}$$

$$t = \frac{P \times r_i}{(f \times E - 0,6 \times P)} + C \quad \text{Pers.13-1 Brownel \& Young, 1959}$$

$$t = \frac{16,02 \times 15,16}{11.000 \times 0,75 - 0,6 \times 16,2} + 0,125$$

$$t = 0,152 \text{ in} = 3,86 \times 10^{-3}$$

### Pompa Air Sungai (PA-1)

Tugas = memompakan air ke clarifier

Jumlah = 1 buah

Jenis = Pompa sentrifugal

Laju alir umpan = 178.944,9326 lb/jam

Pada suhu 30°C :

Density air sungai ( $\rho$ ) = 62,5 lb/cuft





$$\text{Viskositas air sungai } (\mu) = 6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft sec.}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik aliran } (Q_f) &= \frac{178.994,9326}{3.600 \times 62,5} \\ &= 0,795 \text{ cuft/sec.} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulen :

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum } (ID_{op}) &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 13-15 Peters, 1980}) \\ &= 3,9 (0,795)^{0,45} (62,5)^{0,13} \\ &= 6,02 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Diameter nominal} = 6 \text{ in}$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

$$\text{ID pipa} = 6,065 \text{ in} \approx 0,505$$

$$\text{Af} = 28,9 \text{ in}^2 \approx 0,200 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear aliran } (V) &= \frac{Q_f}{A_f} \\ &= \frac{0,795}{0,200} = 3,975 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold } (Re) &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,5 \times 3,975 \times 0,505}{6,72 \times 10^{-4}} \end{aligned}$$

$$= 186.698 \quad (186.698 > 2100)$$

(anggapan aliran turbulen benar)

Panjang pipa lurus

Fitting : 4 buah standar elbow,  $Le/D = 4 \times 30 = 120$

1 buah gate valve  $Le/D = 13$

1 buah globe valve  $Le/D = 450$

1 buah check valve  $Le/D = 135$

Resistance koefisien : - Pump exit  $K = 1,0$

- Entrance  $K = 0,5$

Maka :  $Le/D = 54 + 27 = 81$  ∴

$$\Sigma Le/D = 120 + 13 + 450 + 135 + 81 = 799$$

$$Le = 799 \times 0,505$$

$$= 403,495 \text{ ft}$$

dipilih comersial stell pipe,  $\epsilon/D = 0,0006$

diperoleh,  $f = 0,022$  (App C-3 Froust, 1980)

Jumlah friksi semua pipa :

$$\begin{aligned} \Sigma f &= \frac{\Sigma f V^2 (L + Le)}{gc \times D} \\ &= \frac{2 \times 0,022 (3,973)^2 (420 + 402,495)}{32,5 \times 0,505} \\ &= 35,1725 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Tenaga mekanik :

$$- W_s = \frac{\Delta Z \times g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma f$$

Dengan :

$$\frac{\Delta V^2}{gc} = 0 \text{ (diameter pipa sama)}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0 \text{ (aliran fluida incompressible)}$$

$$\Delta Z = \text{ketinggian pemompaan} = 50 \text{ ft}$$

Maka :

$$\begin{aligned} - W_s &= 50 + 33 \\ &= 83 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Tenaga pompa :

$$\begin{aligned} &= \frac{W_s \times \rho \times Q_f}{550} \\ &= \frac{83 \times 62,5 \times 0,795}{550} \\ &= 7,4983 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa :

$$\eta = 62\% \text{ (Gbr. 4.7 Vilbrant, 1959)}$$

$$\text{Power} = \frac{7,498}{0,62} = 12,0935 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 84% (Gbr. 4.7 Vilbrant, 1959)

$$\text{Tenaga motor} = \frac{12,0935}{0,84} = 14,39 \text{ Hp}$$

Untuk perancangan dipakai pompa dengan motor berkekuatan 15 Hp, 220 – 240

Volt, 3 phase frekwensi 50 Hz.

**Pompa Transfer (PT-1)**

Tugas = memompakan air ke clarifier

Jumlah = 1 buah

Jenis = Pompa sentrifugal

Laju alir umpan = 178.944,9326 lb/jam

Pada suhu 30°C :

Density air sungai ( $\rho$ ) = 62,5 lb/cuft

Viskositas air sungai ( $\mu$ ) =  $6,72 \times 10^{-4}$  lb/ft sec.

Laju volumetrik aliran (Qf) =  $\frac{178.994,9326}{3.600 \times 62,5}$   
= 0,795 cuft/sec.

Dianggap aliran turbulen :

Diameter optimum ( $ID_{op}$ ) =  $3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$  (Pers. 13-15 Peters, 1980)  
=  $3,9 (0,795)^{0,45} (62,5)^{0,13}$   
= 6,02 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter nominal = 6 in

No. Schedule = 40

ID pipa = 6,065 in  $\approx$  0,505

Af =  $28,9 \text{ in}^2 \approx 0,200 \text{ ft}^2$

Kecepatan linear aliran (V) =  $\frac{Qf}{Af} = \frac{0,795}{0,200} = 3,975 \text{ ft/s}$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (Re)} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,5 \times 3,975 \times 0,505}{6,72 \times 10^{-4}} \\ &= 186.698 \quad (186.698 > 2100) \\ &\quad (\text{anggapan aliran turbulen benar}) \end{aligned}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 60 \text{ ft}$$

$$\text{Fitting : 4 buah standar elbow, } Le/D = 3 \times 30 = 90$$

$$1 \text{ buah gate valve } \quad Le/D = 13$$

$$1 \text{ buah globe valve } \quad Le/D = 450$$

$$1 \text{ buah check valve } \quad Le/D = 135$$

$$\text{Resistance koefisien : - Pump exit } \quad K = 1,0$$

$$\text{- Entrance } \quad K = 0,5$$

$$\text{Maka : } Le/D = 54 + 27 = 81$$

$$\Sigma Le/D = 90 + 13 + 450 + 135 + 81 = 769$$

$$Le = 769 \times 0,505$$

$$= 388,345 \text{ ft}$$

dipilih comersial stell pipe,  $\epsilon/D = 0,0006$

diperoleh,  $f = 0,022$  (App C-3 Froust, 1980)

Jumlah friksi semua pipa :

$$\Sigma f = \frac{\Sigma f V^2 (L + Le)}{gc \times D}$$



$$= \frac{2 \times 0,022 (3,973)^2 (420 + 388,345)}{32,5 \times 0,505}$$

$$= 19,1687 \text{ ft lbf/lbm}$$

Tenaga mekanik :

$$- W_s = \frac{\Delta Z \times g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma f$$

Dengan :

$$\frac{\Delta V^2}{gc} = 0 \text{ (diameter pipa sama)}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0 \text{ (aliran fluida incompressible)}$$

$$\Delta Z = \text{ketinggian pemompaan} = 50 \text{ ft}$$

Maka :

$$\begin{aligned} - W_s &= 10 + 19,1687 \\ &= 29,1687 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Tenaga pompa :

$$\begin{aligned} &= \frac{W_s \times \rho \times Q_f}{550} \\ &= \frac{29,1687 \times 62,5 \times 0,795}{550} \end{aligned}$$

$$= 2,635 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa :

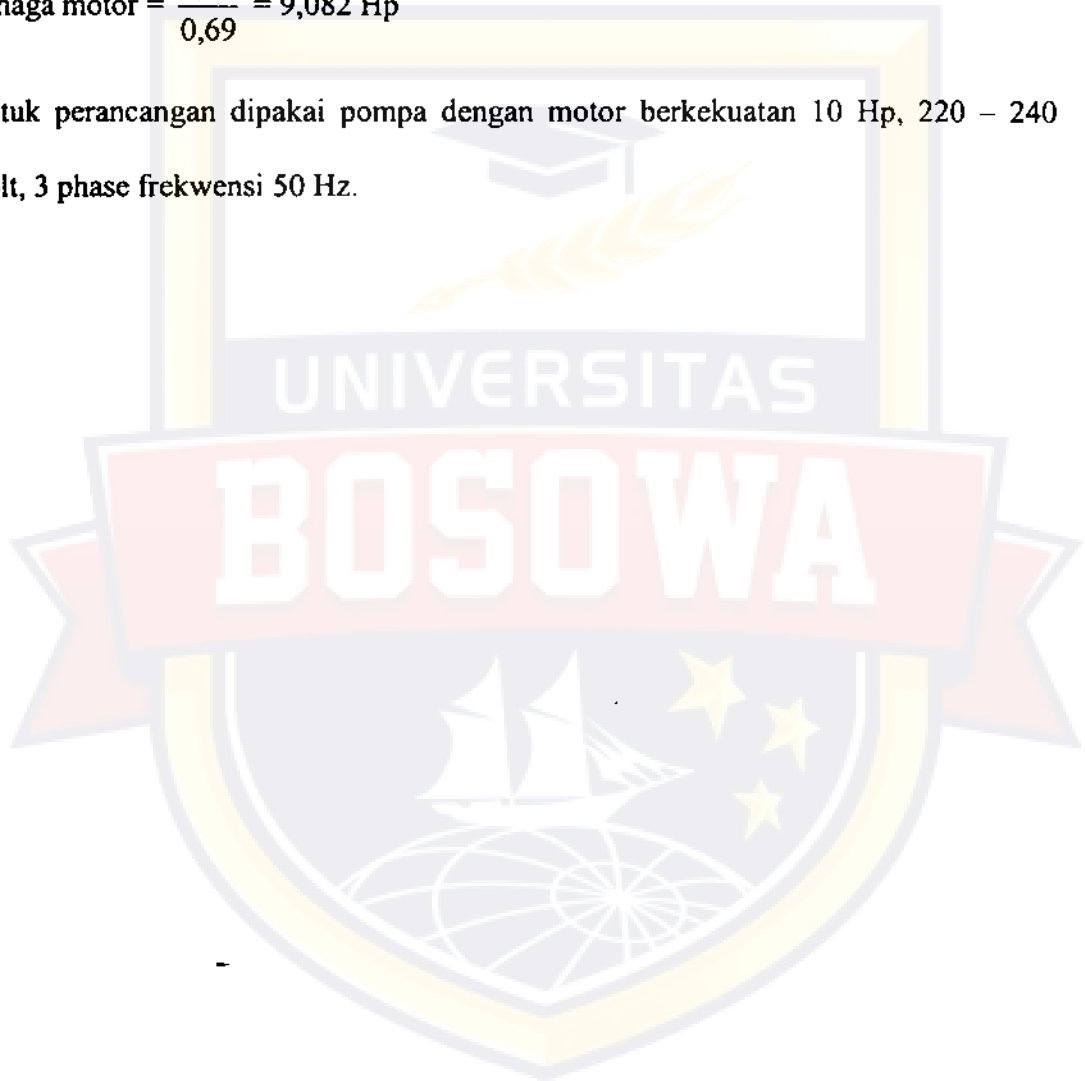
$$\eta = 42\% \text{ (Gbr. 4.7 Vilbrant, 1959)}$$

$$\text{Power} = \frac{2,635}{0,42} = 6,27 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 69% (Gbr. 4.7 Vilbrant, 1959)

$$\text{Tenaga motor} = \frac{6,27}{0,69} = 9,082 \text{ Hp}$$

Untuk perancangan dipakai pompa dengan motor berkekuatan 10 Hp, 220 – 240 Volt, 3 phase frekwensi 50 Hz.



Tabel Spesifikasi Pompa Utilitas

No	Kode	Fungsi	Jenis	Tenaga Pompa	Tenaga Motor
1.	P - 01	Mengalirkan ke reservoir	Pompa Sentrifugal	4,63 Hp	11 Hp
2.	P - 02	Mengalirkan ke tangki koagulasi	Pompa Sentrifugal	4,63 Hp	11 Hp
3.	P - 03	Mengalirkan ke bak sanitasi	Pompa Sentrifugal	4,4 Hp	10 Hp
4.	P - 04	Mengalirkan ke bak pendingin	Pompa Sentrifugal	4,77 Hp	11 Hp
5.	P - 05	Mengalirkan ke kation anion	Pompa Sentrifugal	0,011 Hp	1 Hp
6.	P - 06	Mengalirkan ke bak steam	Pompa Sentrifugal	2,5 Hp	5 Hp
7.	P - 07	Mengalirkan air proses	Pompa Sentrifugal	2,3 Hp	4 Hp
8.	P - 08	Mengalirkan ke boiler	Pompa Sentrifugal	4,52 Hp	10 Hp
	P - 08	Mengalirkan peralatan pendingin	Pompa Sentrifugal	1,08 Hp	3 Hp



Tabel Spesifikasi Pompa Proses

No	Kode	Fungsi	Jenis	Tenaga Pompa	Tenaga Motor
1.	L - 117	Mengalirkan SBA dari tangki penyimpanan ke tangki umpan	Pompa Sentrifugal	0,052 Hp	0,31 Hp
2.	L - 125	Untuk memompakan bahan baku dari tangki umpan ke preheater	Pompa Sentrifugal	0,08 Hp	0,31 Hp
3.	L - 245	Untuk memompakan bahan baku (SBA) dari tangki penampungan semenara ke vaporizer	Pompa Sentrifugal	0,031 Hp	0,21 Hp
4.	L - 645	Untuk memompakan cairan pompa dari separator ke menara destilasi	Pompa Sentrifugal	0,028 Hp	0,125 Hp
5.	L - 625	Mengalirkan cairan pompa dari tangki refluk ke puncak menara destilasi	Pompa Sentrifugal	0,061 Hp	0,256 Hp
6.	L - 627	Untuk mengalirkan hasil bawah menara destilasi ke tangki umpan	Pompa Sentrifugal	0,0044 Hp	0,034 Hp



## LAMPIRAN E

### PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Pabrik metil etil keton direncanakan akan dibangun tahun 2005 dengan analisa ekonomi sebagai berikut :

#### 1. Perkiraan Harga Alat

Untuk menghitung harga alat yang digunakan, dipakai metode Marshall dan Swift. Data yang ada berasal dari buku-buku Plant Design And Economic For Chemical Engineers, Max Peters, 1980 yang mana harga peralatan didasarkan pada harga peralatan di tahun 1979.

Untuk menghitung harga indeks tahun 1994 dilakukan dengan cara berikut :

Tahun (X)	Indeks (Y)
1981	721
1982	746
1983	761
1984	780
1985	790
1986	798
1987	814
1988	852
1989	895
1990	904

Dengan regresi linier diperoleh persamaan :

$$Y = 506.1 + 13,0848(X - 1985,5)$$

Dengan Y = tahun

X = kapasitas

Jadi indeks harga untuk tahun 2005 adalah :

$$Y = 13,0848(2005) - 25173,2704$$

$$= 1061,2536$$

Rumus indeks harga dari Marshall dan Swift :

$$C_x = C_y \left( \frac{X_2}{X_1} \right)^m \left( \frac{I_x}{I_y} \right)$$

Dimana :

$C_x$  = harga peralatan pada tahun 2005

$C_y$  = harga peralatan pada kapasitas yang tersedia

$X_1$  = kapasitas alat yang tersedia

$X_2$  = kapasitas alat yang tersedia

$I_x$  = indeks harga pada tahun 2005

$I_y$  = indeks harga pada tahun yang tersedia

$m$  = faktor eksponensial untuk kapasitas tergantung jenis peralatan

## 2. Pemanas Umpan Destilasi (E-520)

Surface are yang direncanakan,  $X_2 = 6,96 \text{ ft}^2$

Untuk double pipe HE dari carbon steel pada :

$$X_1 = 7 \text{ ft}$$

$$C_y = \text{US\$ } 730 \text{ (fig. 14 Peters 198))}$$

$$I_x = 1.323$$

$$I_y = 569 \text{ (Tabel 3 Peters 1980)}$$

$$m = 0,44 \text{ (Tabel 5 Peters 1980)}$$

$$C_x = \text{Us\$ } 318,08 \left( \frac{6,96}{7} \right)^{0,44} \left( \frac{1061,2536}{904} \right) = \text{US\$ } 372,4754$$

Tabel Perkiraan Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Unit	Harga per unit (US\$)	Harga Total (US\$)
1	P. Umpan	2	326,7383	653,4766
2	Tangki	4	21.861,5200	87.446,4800
3	P. Umpan	2	183,8725	367,7450
4	T. Umpan	1	6.282,1825	6.282,1825
5	P. Preheater	2	190,3216	380,6432
6	Preheater	1	1.148,6535	1.148,6535
7	Tangki	1	7.132,1564	7.132,1564
8	P. Vaporizer	2	210,0543	420,1086
9	Separator-1	1	1.582,5600	1.582,5600
10	Superheater	1	1.095,4162	1.095,4162
11	Reaktor	1	40.387,6218	40.387,6218
12	Kompresor	1	30.431,9312	30.431,9312
13	Vaporizer	1	1.032,7316	1.032,7316
14	Cooler	1	832,1572	832,1572
15	Condesor Parsial	1	1.673,2154	1.673,2154
16	Separator-2	1	432,1572	432,1572
17	Pompa Separator	2	190,3216	380,6432
18	Pemanas	1	372,4754	372,4754
19	Menara Destilasi	1	14.615,9271	14.615,9271
20	Condesor Destilasi	1	2.032,1534	2.032,1534
21	T. Refluks	1	280,6978	280,6978
22	Pompa Refluks	2	180,3271	360,6542
23	Reboiler	1	1.315,6214	1.315,6214
24	Pompa Reboiler	2	232,1174	464,2348
25	Pompa Recycle	2	97,5325	195,0650
26	Tangki Produk	4	16.157,4321	64.629,7284
27	Pompa Air Sungai	2	357,4635	714,9270
28	Pompa Transfer	2	357,4635	714,9270
29	Tangki Pelarut alum	1	412,7356	412,7356
30	T. Pelarut Soda Abu	1	365,4274	365,4274
31	Clarifier	1	6.057,8400	6.057,8400
32	Pompa Sand Filter	2	357,4635	714,9270
33	Pompa Menara Air	2	357,4635	714,9270

No.	Nama Alat	Unit	Harga per unit (US\$)	Harga Total (US\$)
34	Menara Air	1	4.576,2500	4.576,2500
35	Kation Exchanger	1	1.635,4752	1.635,4752
36	P. Antar Exchanger	2	190,3216	380,6432
37	Anion Exchanger	1	1.635,4752	1.635,4752
38	Tangki Penampung	1	8.575,6346	8.575,6346
39	T. Air Pend. Bekas	1	424,5676	424,5676
40	Cooling Tower	1	472,5700	472,5700
41	Sand Filter	2	2.732,5700	5.465,1400
42	Tangki Air Pendingin	1	9.127,3562	9.127,3562
43	Pompa Air Pendingin	1	1.412,5676	1.412,5676
44	Tangki Pelarut Kaporit	1	112,7326	112,7326
45	Tangki Air Ketel	1	767,2170	767,2170
46	Pompa Deaerator	1	192,3500	192,3500
47	Ketel	1	12.000,0000	12.000,0000
48	Tangki Storage Solar	2	3.176,2375	6.352,4750
49	Generator	2	8.756,2000	17.512,4000
50	Furnace	1	5.075,0000	5.075,0000
51	Pompa Larutan Alum	1	97,5325	97,5325
Total		US\$		315.830,5790

Jadi total peralatan = US\$ 315.830,5790

Untuk peralatan, harga di atas masih merupakan harga indeks, sehingga untuk peralatan sampai dilokasi pabrik harus ditambahkan :

- Biaya transportasi : 5 %
- Biaya asuransi : 1%
- Bea masuk : 15%
- PPN : 10%
- PPH : 10%
- Biaya gudang di pelabuhan : 0,5%
- Biaya administrasi lokal : 0,5%
- Biaya tak terduga : 0,5%

---

Total : 43%



Jadi harga peralatan sampai di lokasi pabrik :

$$= 1,43 \times \text{US\$ } 315.830,5790$$

$$= \text{US\$ } 415.637,728$$

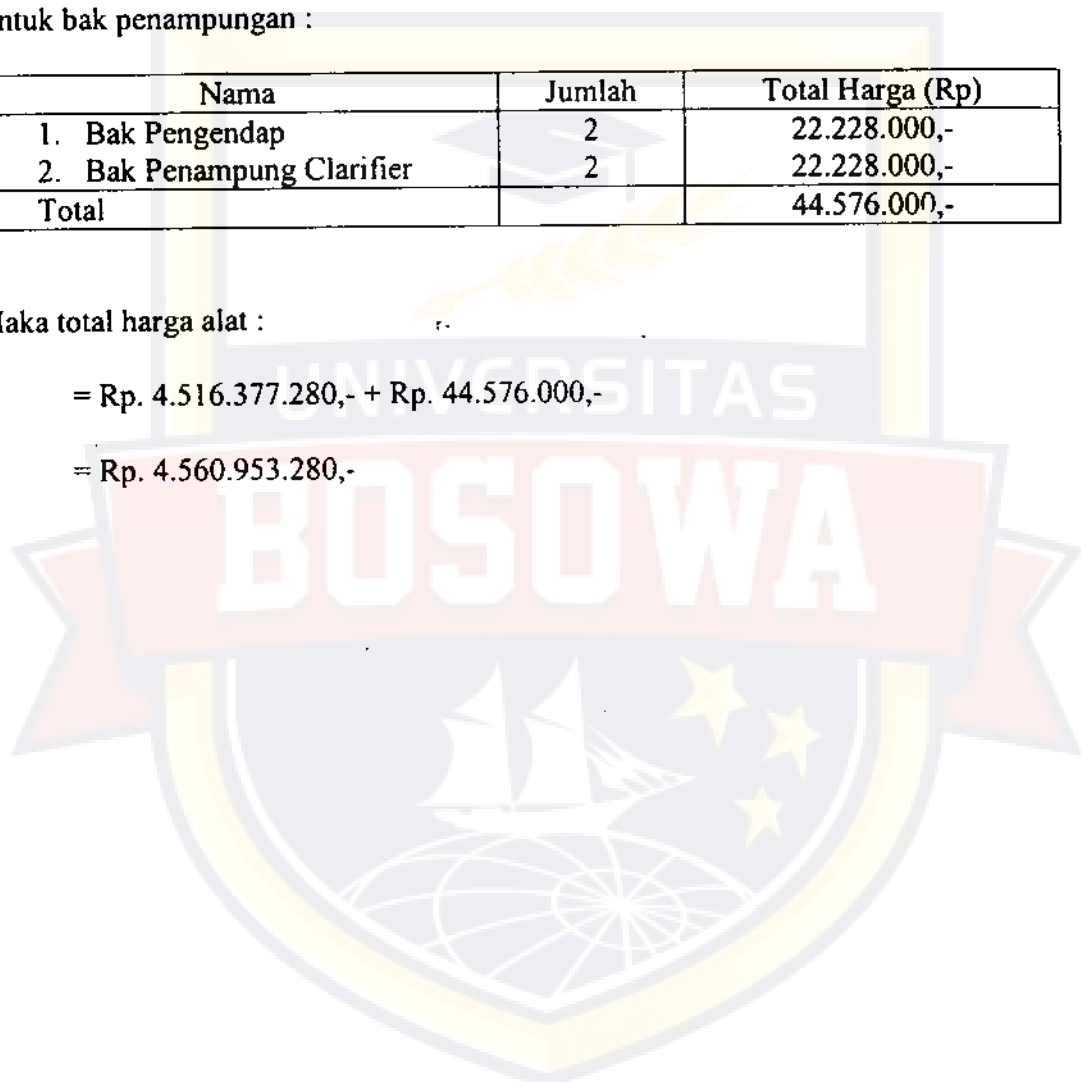
Untuk bak penampungan :

Nama	Jumlah	Total Harga (Rp)
1. Bak Pengendap	2	22.228.000,-
2. Bak Penampung Clarifier	2	22.228.000,-
Total		44.576.000,-

Maka total harga alat :

$$= \text{Rp. } 4.516.377.280,- + \text{Rp. } 44.576.000,-$$

$$= \text{Rp. } 4.560.953.280,-$$



### Perkiraan Kapitasl Investment

Capital Investment dihitung berdasarkan Tabel 17 (Peter & Timmerhouse, hal 180, 1979).

Tabel Perkiraan Modal Investasi Pabrik MEK

No.	Item	%	Jumlah (Rp x 1.000.000)
1.	Hara Peralatan	100	5.000,-
2.	Pemasangan alat	47	2.350,-
3.	Instrumentasi & Kontrol	18	900,-
4.	Perpipaan	66	3.330,-
5.	Instalasi Listrik	11	550,-
6.	Bangunan	18	900,-
7.	Halaman	10	500,-
8.	Fasilitas Service	70	3.500,-
9.	Tanah	6	300,-
	Direct Cost (DC)	346	17.300,-
10.	Engineering/Supervisi	33	1.650,-
11.	Biaya Konstruksi	41	2.050,-
	Indirect Cost (IDC)	74	3.700,-
	(DC+IDC)	420	21.000,-
12.	Ongkos Kontraktor	21	1.050,-
13.	Biaya Tak terduga	42	2.100,-
	Fixed Capital	483	24.150,-
14.	Investment (FCI)		
	Moal Kerja (WCI)	86	4.300,-
	Total Capital Investment	569	28.450,-

Total Investasi = Rp. 2,845 x 10<sup>10</sup>

Modal ini berasal dari :

1. Modal sendiri (75% dari total investasi)

$$= 75\% \times \text{Rp. } 2,845 \times 10^{10}$$

$$= \text{Rp. } 2,13375 \times 10^{10}$$



2. Modal pinjaman dari bank (25% dari total investasi)

$$= 25\% \times \text{Rp. } 2,845 \times 10^{10}$$

$$= \text{Rp. } 7,1125 \times 10^9$$

3. Perkiraan Biaya Produksi / Biaya Operasi

Biaya ini merupakan jumlah dari biaya langsung, biaya tidak langsung dan biaya tetap yang berhubungan dengan pembuatan produk.

Basis : 1 Tahun Produk : 300 hari

1. Biaya Produksi Langsung

A. Sec Butil Alkohol 99%

Kebutuhan = 1.507,9279 kg/jam

Harga alkohol = Rp.1750,- /kg

Harta total / tahun =  $300 \times 24 \times 1.507,9279 \text{ kg/jam} \times \text{Rp.}1750,-$

= Rp. 8.142.810.660,-

B. Katalis (Brass)

Kebutuhan = 742,1865 kg untuk 6 bulan operasi

Harga katalis = Rp. 5.100,-/kg

Harta total / tahun =  $2 \times 742,1865 \times \text{Rp. } 5.100,-$

= Rp. 7.575.302,-

2. Gaji Karyawan

Gaji karyawan digolongkan atas tingkatan golongan tenaga kerja.

## 3. Utilitas :

## 1. Bahan bakar (solar)

Kebutuhan = 36,2534 ltr/jam

Harga = Rp. 1.900,-

Total harga / tahun =  $Rp. 300 \times 24 \times 36,2534 \times Rp. 1.900,-$   
 = Rp. 495.946.800,-

## 2. Minyak Pelumas

Kebutuhan = 20 ltr/bulan

Harga = Rp.10.000 /ltr

Total harga / tahun =  $12 \times 20 \times Rp. 10.000,-$   
 = Rp. 2.400.000,-

## 3. Resin

Kebutuhan = 20 ltr/bulan

Harga = Rp. 10.000 /ltr

Total harga / tahun =  $12 \times 20 \times Rp. 10.000,-$   
 = Rp. 2.400.000,-

## 4. Alum

Kebutuhan = 0,8210 kg/jam

Harga alum = Rp. 1.350/kg

Harga total/tahun =  $300 \times 24 \times 0,8210 \times Rp. 1.350$   
 = Rp. 7.980.120,-



5. Soda abu
- Kebutuhan = 0,4105 kg/jam
- Harga = Rp.3.600/kg
- Total harga / tahun =  $300 \times 24 \times 0,4105 \times \text{Rp. } 3.600,-$   
= Rp. 10.640.160,-
6. Kaporit
- Kebutuhan = 0,0156 kg/jam
- Harga = Rp.1.200,-/kg
- Total harga / tahun =  $300 \times 24 \times 0,0156 \times \text{Rp. } 1.200,-$   
= Rp. 134.784,-
- Total utilitas = Rp. 518.210.664,-
4. Maitenance
- Biaya Perawatan = 5% dari FCI  
=  $5\% \times 2.145 \times 10^{10}$   
=  $\text{Rp. } 1.0725 \times 10^{10}$
5. Laboratorium
- Biaya laboratorium = 10% dari buruh langsung  
=  $0,1 \times \text{Rp. } 54.100.000,-$   
= Rp. 5.410.000,-
6. Operating Supplies
- Biaya Operating Supplies = 10% dari (4)  
=  $0,1 \times \text{Rp. } 1.0752 \times 10^3$   
=  $\text{Rp. } 10.725 \times 10^8$

## 7. Patent &amp; Royalties

Biaya Patent & Royalties =

Biaya Patent & Royalties = 2 % dari TPC

= 0,02 TPC

Total biaya produksi langsung : 0,02 TPC + 9.927.761.625

*Pengeluaran Tetap*

1. Depresiasi peralatan (10% FCI) = Rp. 241.500.000,-

2. Depresiasi bangunan (2% harga bangunan) = Rp. 18.000.000,-

3. Pajak (4% FCI) = Rp. 966.000.000,-

4. Asuransi (0,4% FCI) = Rp. 96.600.000,-

5. Bunga (15% dari pinjaman di Bank) = Rp. 1.066.875.000,-

Total pengeluaran Tetap = Rp. 2.388.975.000,-

*Plant Overhead Cost*

= 50% (gaji buruh langsung + biaya pengawasan perbaikan)

= 0,5 (54.100.000 + 5.410.000 + 1,0725 x 10)

= Rp. 566.005.000,-

Jadi biaya manufacturing :

= Rp. (0,02 TPC + 9.927.761.626 + 2.388.975.000 + 566.005.000)

= Rp. (0,02 TPC + 1,288274163 x 10<sup>10</sup>)

### Pengeluaran Umum

A. Biaya administrasi (15% gaji buruh langsung + pengawasan + perbaikan)

$$= \text{Rp. } 169.801.500,-$$

B. Biaya produksi & pemasaran = 0,03 TPC

C. Biaya penelitian & pengembangan = 0,02 TPC

D. Biaya tak terduga = 0,01 TPC

$$\text{Total pengeluaran umum} = \text{Rp. } (169.510.500 + 0,06 \text{ TPC})$$

Maka :

TPC = Biaya manufacturing + pengeluaran umum

$$= \text{Rp. } (0,02 \text{ TPC} + 1,288274163 \times 10^{10}) + \text{Rp. } (169.801.500 + 0,06 \text{ TPC})$$

$$= \text{Rp. } 1,418754688 \times 10^{10}$$

Jadi :

$$\text{Biaya manufacturing} = \text{Rp. } 1,316649257 \times 10^{10}$$

$$\text{Biaya pengeluaran umum} = \text{Rp. } 1.021.054.313,-$$

Harga Penjualan Produk (S)

- Produksi Metil Etil Keton adalah 10.000 ton pertahun

$$\text{Harga jual} = \text{Rp. } 2.225.000,-/\text{ton}$$

Maka :

$$\text{Harga penjualan total} = 10.000 \text{ ton} \times \text{Rp. } 2.225.000/\text{ton}$$

$$= \text{Rp. } 2.225 \times 10^{10}$$

### *Perhitungan Cash Flow*

Perhitungan Cash Flow meliputi :

1. Laba kotor = hasil penjualan – biaya operasi

$$= \text{Rp. } (,225 \times 10^{10} - 1,418754688 \times 10^{10})$$

$$= \text{Rp. } 8.062.453.120,-$$

2. Pajak pendapatan = 30% dari laba kotor

$$= 30\% \times \text{Rp. } 8.062.453.120,-$$

3. Laba bersih = laba kotor – pajak

$$= \text{Rp. } 8.062.453.120 - \text{Rp. } 2.418.735.936$$

$$= \text{Rp. } 5.643.713.184,-$$

### *Perhitungan Rate Dalam Keadaan Break Even Point*

1. Fixed Change (FC)	Rp.	259.500.000,-
2. Pajak kekayaan	Rp.	966.000.000,-
3. Asuransi	Rp.	96.000.000,-
4. Pinjaman di Bank	Rp.	1.066.875.000,-
Total	Rp.	<u>2.388.975.000,-</u>

### *Ongkos Semi Variabel (SVC)*

1. Upah buruh	Rp.	54.100.000,-
2. Pengadaan	Rp.	5.410.000,-
3. Pemeliharaan dan perbaikan	Rp.	1.072.500.000,-
4. Operating supplies	Rp.	107.500.000,-
5. Laboratorium	Rp.	5.410.000,-

6. Plant over head	Rp.	566.005.000,-
7. Ongkos administrasi	Rp.	169.801.500,-
8. Ongkos distribusi dan penjualan	Rp.	425.626.406,-
9. Penelitian dan pengembangan	Rp.	283.750.938,-

Total : Rp. 2.689.825.844,-

*Ongkos Variabel (V)*

1. Ongkos bahan baku	Rp.	8.150.380.962,-
2. Utilitas	Rp.	518.120.664,-
3. Patent dan royalties	Rp.	283.750.938,-
Total	Rp.	8.952.252.564,-

*Return On Investment (ROI)*

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba setelah pajak}}{\text{Modal investasi total}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp.5.643.717.184,-}}{\text{Rp. 2,8450} \times 10^{10}} \times 100\% \\ &= 19,84\% \end{aligned}$$

*Break Even Point (BEP)*

Dari hubungan antara biaya penjualan dengan kapasitas produksi didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + 0,3\text{SVC}}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 39\% \end{aligned}$$

*Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{FCI}{\text{laba bersih/tahun} + \text{depresiasi/tahun}}$$

$$POT = \frac{24.150.000.000}{5.643.717.184 + 241.500.000}$$

$$POT = 4,1 \text{ tahun}$$

