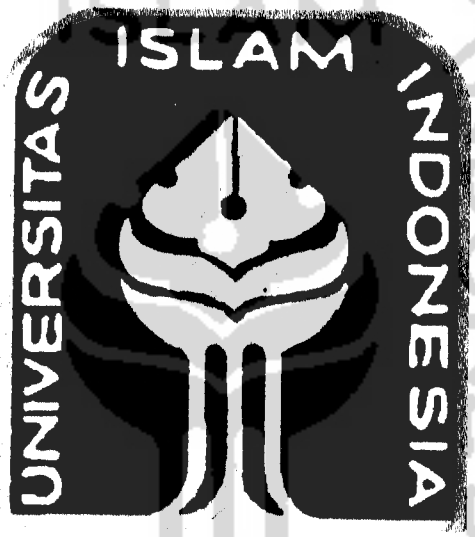
PRA RANCANGAN
N-PROPANOL DARI ETILEN DAN GAS SINTESA
KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia





Oleh :

Nama : Eva Nurlaela
No. Mahasiswa : 02 521 257

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN
N-PROPANOL DARI ETILEN DAN GAS SINTESA
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : Eva Nurlaela
No. Mahasiswa : 02 521 257

PERPUSTAKAAN

Yogyakarta, 14 Pebruari 2007

Pembimbing

Arif Hidayat,ST.,MT

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN
N-PROPANOL DARI ETILEN DAN GAS SINTESA
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Eva Nurlaela

No.Mahasiswa : 02 521 257

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

Yogyakarta, Pebruari 2007

Tim Penguji

Arif Hidayat, ST.,MT
Ketua

DR. Ir. Farham HM. Saleh, MSIE
Anggota I

Ir. Drs. Faisal RM, MT. Ph.D.
Anggota II

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN UNIT

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Eva Nurlaela

No.Mahasiswa : 02 521 257

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

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

Yogyakarta,14 Pebruari 2007

(Eva Nurlaela)

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr, Wb.

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT, karena atas berkat rahmat dan karunia-Nyalah tugas Pra Perancangan Pabrik Kimia ini dapat diselesaikan.

Tugas Pra Perancangan Pabrik Kimia ini merupakan salah satu tugas yang harus dilaksanakan oleh setiap mahasiswa di Jurusa Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, untuk menyelesaikan jenjang studi S1. Hal ini dimaksudkan agar mahasiswa mendapat gambaran dan pemahaman yang lebih nyata tentang penerapan ilmu-ilmu Teknik Kimia yang diperoleh di bangku kuliah.

Dalam tugas Pra-rancangan Pabrik Kimia, penyusun mengambil judul **"Prarancangan Pabrik N-Propanol dari Etilen dan Gas Sintesa dengan kapasitas 30.000 ton/thn".** Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Allah SWT atas segala Rahmat dan Hidayat-Nya.
2. Bapak Arif Hidayat, ST., MT selaku Dosen pembimbing atas bimbingannya.

3. Bapak Fathul Wahid, ST, M.Sc selaku Dekan Fakultas Teknologi Indusri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dra. Kamariah Anwar, M.Si, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Kepada kedua Orang Tuaku tercinta "Ibu dan Almarhum bapak" atas doa, bimbingan dan kasih sayangnya.
6. Rekan – rekan Teknik Kimia angkatan '02.
7. Seluruh pihak yang telah banyak memberikan dorongan dan bantuan dalam penyusunan tugas akhir ini sehingga dapat selesai dengan baik.

Penyusun selalu mengharapkan adanya saran dan kritik yang bersifat membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan banyak manfaat yang besar bagi kita semua.

Wassalamu'alaikum, Wr, Wb.

Hormat Saya,

Penyusun

PERSEMBAHANKU



*" **Kupersembahkan karya kecil ini kepada :***

*" **Ibunda dan Alm.Ayahanda Tercinta,** Atas darah, keringat, kasih sayang, serta do'a tulus suci kalian... mengantarkanku layaknya yang lain tuk berjalan disini... "*

*" **My Brother (A'asep H)**: "Ayo lanjutkan langkah kita", hidup ini kan terus berjalan, sampai semua rasa penasran kita terjawab dan akhirnya kita menyadari bahwa kita termasuk orang-orang yang beruntung"*

*"**My Inspiration (3 V &L)**: Terkadang hidup ini akan jauh lebih berwarna jika satu gertakan diberikan yang di Atas dan kita menghayatinya dari sisi fitrah kita, dan melihatnya dari kisi-kisi Hakiki, dan akhirnya kita mengerti betapa sayangnya Dia sama kita".*

*"**(Ibu....)** : Sepintas ku mengenalmu, terpancar dimatamu masih ada yang ingin engkau sampaikan kepadaku, namun waktu jualah yang memisahkan kita... tapi, paling tidak aku pernah mengenalmu..." Selamat Jalan Bu.." semoga kau tenang di sisi-Nya, Do'a kami slalu Menyertaimu.*

Thanks to :

*" **Allah S.W.T.** Penguasa Semesta Alam, digenggaman-Mu lah jiwaku tentram".*

*" **Muhammad S.A.W** pengantar seluruh umat manusia kecahaya terang berderang".*

*" **(Pak Arif)** Trima kasih atas bimbingannya, serta ilmu yang telah diturunkan, Insya Allah tidak ada ilmu yag berkurang melainkan terus berkembang... "*

*" **(Mamah...)** Engkaulah ibu yang mampu menahan derasnya tekanan, yang sanggup bertahan ditengah besarnya arus gelombang, engkau mengubah fikiranku menjadi terbuka,, engkau tetap melangkah ditengah kegalauan jiwamu diantara perdebatan batinmu demi aku". (aku tidak sanggup membalasmu, disela kekuranganku aku hanya sanggup membayar apa yang aku mampu)!!!!! (" I LOVE YOU MOM ").*

*"**(Pa...)** Engkau merintisnya dari awal demi impianmu, engkau berjuang demi cita-citamu terhadap kami, ga ada ayah sebaik engkau.., kepergianmu membuatku mengerti.. betapa berartinya kasih sayang, betapa engkau korbankan jiwamu sampai akhirnya aku mengerti.Dan sampai sekarang aku masih hidup dan akupun harus berjuang demi hidupku, demi cita-citaku untuk mereka yang didepanku nanti. "I LOVE YOU PA..." berjalanlah dengan tenang.disisi-Nya...do'a kami slalu.menyertaimu.*

*"**(My Brother A'asep)** Teruskan saja langkah kita, tidak ada kata terlambat sebelum matahari terbit dari barat, cari terus sampai rasa penasaran kita terjawab, semuanya udah resiko karena kita udah terlanjur hidup, dan beginilah ternyata kalau kita hidup. " I LOVE YOU BROTH ".Thanks for All Of You...*

*"**(Soulmate)** tidak ada yang bisa membuat ku mengerti lae, tanpa pernah aku tersandung, ato bahkan jatuh, dan aku menyadarinya, terkadang untuk sampai disana logika dan hati nurani harus rela dikorbankan, sakit,muak rasanya, tapi begitulah jalannya... dan Kau Mengubah banyak hal dihidupku, dalam fikiranku, kau diantara yang membuat aku mengerti, makasih ya lae, (love you...).*

*" **Anak-anak 2D:** (Vilia, Etta, Dennis, Iyana, sisil, Sarie, Ida, Ully, Merry, Dwi, Hanna, Devi, Ninuk, Irman Nia, Lelly, Santy, Kang Cepot, Bang Arif, Bang Udin, Rhagost, Novi, Gatot, Fendi, Dimas, Pupung, Apip, Igun, Yudha, SriMulyo, Rasmadi, Ferry). Jabat Erat Slalu..., I LOVE YOU ALL...*

*" **Angkatan 02 lainnya** :Renia, Alin, Putri, Yenni, Meta, Manda, April, Maya, DLL.*

*"**Teman2 T.Lingkungan** : Minrna, Maya, Mota, Uchie, Egie, Ria, Dessy, Arum,....*

" ***Anak kost lama*** : *mamih, tantedense & Om Ati, vilia, Bu Haji, mbk anik, mbak Eti, Mbak Irma, Mbak yayuk, ...*

" ***Anak kost baru*** *:Teh ita, T'achie, Anik, Qiki, Mbak Ade, tak lupa: Mas SGH, Aa, Reza, Dodi.*

" ***Anak kost depan:*** *Adi, Macan, Adam, Sikecil Nazwa, Black, Diles Parel, Anto,*

" ***Warung Tenda Biru Khan Begitu*** *: bapak Niko, Ibu Niko, Niko, Arum, Lia....*

" ***Kost Shelter*** *: Bang MD ("K2G"), Kopeto, Ramirez, Tri G (Gopardo), "Sultan Syahrizal Tanjung", Dullit (SPY), Bang B.O.P 117, Blewah sama Blezu (Aksa Brothers), mak Erot.*

" ***MPL Unisi*** *: Kak Yon's (Tegi), Bang Ucup (Mat Solar), Bemsi Tetta Beserta istri(Oelfa Zang), Tulang Bison, Mangan's, Eti Antek (PDA),Papa Noel, Cimo, Gaban, Jarwo, Kokon, Kuli, Sosi, Haspal, Bang Ebong, Kebo (atas komputernya thnx), B'gaek, bendot, bang Muram, bang H.Deden, kulas, Echie, lengo, Maknyak, Magi, Jerokot, Parjo, Cakil, Nitor, Rokan,Bang Mukri, Bang Boy, Mbak Gatot,Bang Codot, Bang Tulmo, Bang Bandar,*

" ***Young Batak's Bond*** *: Lae Anggi Srg, Lae Ijal Hrp, Lae Amsal Hrp, Lae Ucok Stg, Bang Okem,*

" ***Tuk kawanku*** *: Izra & Lisa, thnx ya....*

" ***Teman – taman kecilku*** *yang bisa menghiburku dan membuatku tertawa : Abon senior, Abon Black Jr, Blacky, Omas, Cici, Snoopy, Torty, Leo, Simba, Laura, Satin & son's, Bunda Tri Colour & Son's, Pablo, Jilo, Dutch & Son's,*

MOTTO

Allah meninggikan orang yang beriman diantara kamu dan orang-orang yang diberi ilmu, beberapa derajat
(Q.S. : Al-Mujaadalah : 11)

Allah tidak membebani seseorang melainkan sesuai dengan kesanggupannya (kemampuannya)
(Q.S. : Al-Baqarah : 286)

Sesungguhnya Allah tidak merobah keadaan suatu kaum sehingga mereka merobah keadaannya sendiri
(Q.S. : Ar-Ra d : 11)

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING ii

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI iii

LEMBAR PERNYATAAN iv

KATA PENGANTAR v

HALAMAN PERSEMBAHAN vii

MOTTO ix

DAFTAR ISI x

DAFTAR TABEL xii

DAFTAR GRAFIK xiv

DAFTAR GAMBAR xv

INTISARI xvi

BAB I. PENDAHULUAN 1

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik 1

I.2. Tinjauan Pustaka 2

BAB II. PERANCANGAN PRODUK 6

2.1. Spesifikasi Bahan 6

2.2. Spesifikasi Produk 8

2.3. Pengendalian Kualitas 9

BAB III. PERANCANGAN PROSES 13

3.1. Uraian Proses 13

3.2. Metode Perancangan 14

3.3 Spesifikasi Alat 17

3.4 Perencanaan Produksi. 46

BAB IV. PERENCANAAN PABRIK 48

4.1. Loaksi Pabrik 48

4.2. TataLetak Pabrik 49

4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses 52

4.4. Pelayanan Teknik (Utilitas) 55

4.5. Organisasi Perusahaan 88

4.6. Manajemen Produksi 110

4.7. Evaluasi Ekonomi 114

BAB V. PENUTUP 134

5.1. Kesimpulan 134

DAFTAR PUSTAKA 136

LAMPIRAN xvii

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Statistik kebutuhan N-Propanol 1
Tabel 3.1. Neraca Massa Total 15
Tabel 3.2. Neraca Massa Reaktor -01 15
Tabel 3.3. Neraca Massa Reaktor -02 16
Tabel 3.4. Neraca Separator Drum -02 16
Tabel 3.5 Neraca Separator Drum -04. 16
Tabel 3.6. Neraca Massa Menara Distilasi 17
Tabel 4.1. Kebutuhan Air Pendingin 59
Tabel. 4.2. Kebutuhan *Steam* 60
Tabel. 4.3. Kebutuhan Listrik Penggerak Motor Proses 81
Tabel 4.4. Jadwal Kerja *Shift* 105
Tabel 4.5. Jabatan dan Prasyarat 106
Tabel 4.6. Jumlah karyawan dan gaji 107
Tabel 4.7. Perkembangan *Indeks* Harga 115
Tabel 4.8. *Physical Plant Cost* (PPC) 121
Tabel 4.9. *Direct Plant Cost* (DPC) 122
Tabel 4.10. *Fixed Capital Investment* (FCI) 122
Tabel 4.11. *Working Capital* (WC) 123
Tabel 4.12. *Direct Manufacturing Cost* (DMC) 124
Tabel 4.13. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC) 125

Tabel 4.14. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC) 125

Tabel 4.15. *Manufacturing Cost* (MC) 126

Tabel 4.16. *General Expense* 126

Tabel 4.17. *Total Product Cost* (TPC) 127

Tabel 4.18. *Fixed Cost* (Fa) 130

Tabel 4.19. *Variable Cost* (Va) 130

Tabel 4.20. *Regulated Cost* (Ra) 130

DAFTAR GRAFIK

Grafik 1.1 Kebutuhan N-Propanol 2

Grafik 4.1 Harga *Index*..... 115

Grafik 4.2 *Break Event Point*..... 133

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. Diagram Alir Kualitatif 139

Gambar 2. Diagram Alir Kuantitatif 140

Gambar 3. Tata Letak Pabrik..... 141

Gambar 4. Tata Letak Alat Proses..... 142

Gambar 5. Struktur Organisasi 143

Gambar 6. Diagram alir pengolahan air 144

INTISARI

N-Propanol merupakan senyawa intermediate yang digunakan sebagai bahan baku dalam indusri cat, kosmetik, tinta printer, pestisida, insektisida, Ester, Eeter dan *N-Propylamine.* Proses pembuatan N-Propanol dari Etilen dan Gas Sintesa dengan proses oxo berlangsung dalam 2 tahap reaksi. Tahap pertama adalah reaksi hydroformulasi Etilen menjadi N-Propanal yang berlangsung dalam reaktor fixed bed multitube dengan katalis *Rhodium-Silica.* Tahap kedua adalah reaksi hidrogenasi N-propanal menjadi N-Propanol yang terjadi dalam reaktor fixed bed adiabatis dengan katalis *Nikel-Kieselgurh.* Dari segi proses pabrik ini beresiko rendah karena proses pembuatannya telah banyak diterapkan pada sejumlah besar pabrik di dunia, selain itu pabrik juga dijalankan pada tekanan dan suhu medium.

Untuk menghasilkan produk N-Propanol sebanyak 30.000 ton / tahun dengan kemurnian sebesar 99,9 % diperlukan bahan baku Etilen sebesar 19.202,97 ton/tahun, Gas Sintesa sebesar 2.503,979 km3/tahun, dan Hidrogen sebesar 1.158,711 km3/tahun. Pabrik rencananya akan didirikan di Cilegon, Banten dengan luas area yang diperlukan sebesar 100.000 m2. Utilitas yang diperlukan berupa air total sebanyak 180.259,261 m3/tahun, steam total sebesar 34.082 m^3/tahun, listrik 1252 KWH, minyak diesel untuk generator listrik sebesar 21,347 liter/jam.

Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh modal tetap sebesar Rp. 95.114.608.362 + US$ 6.409.431, modal kerja sebesar Rp. 135.561.771.195 + US$ 9.231431, biaya produksi sebesar Rp. 309.567.207.887, pengeluaran umum sebesar Rp. 10.606.470.864, Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 35.800.161.735, keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 17.900.080.868, ROI sebelum pajak sebesar 22,85 %, ROI sesudah pajak sebesar 11,43%, POT sebelum pajak sebesar 3,4 tahun, POT sesudah pajak sebesar 4,67tahun, BEP sebesar 51,79 %, SDP sebesar 24,56 %, dan DCF sebesar 27,83 % . Berdasarkan evaluasi ekonomi ini maka pabrik N-Propanol dari Etilen dan Gas Sintesa dengan kapasitas sebesar 30.000 ton/ tahun menarik untuk didirikan.

BAB I
PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Sebagai negara yang sedang membangun, Indonesia sedang menggalakkan sektor industri untuk mengurangi ketergantungan terhadap barang-barang hasil industri dari luar negeri, menghemat devisa negara dan mempercepat laju pertumbuhan ekonomi Indonesia.

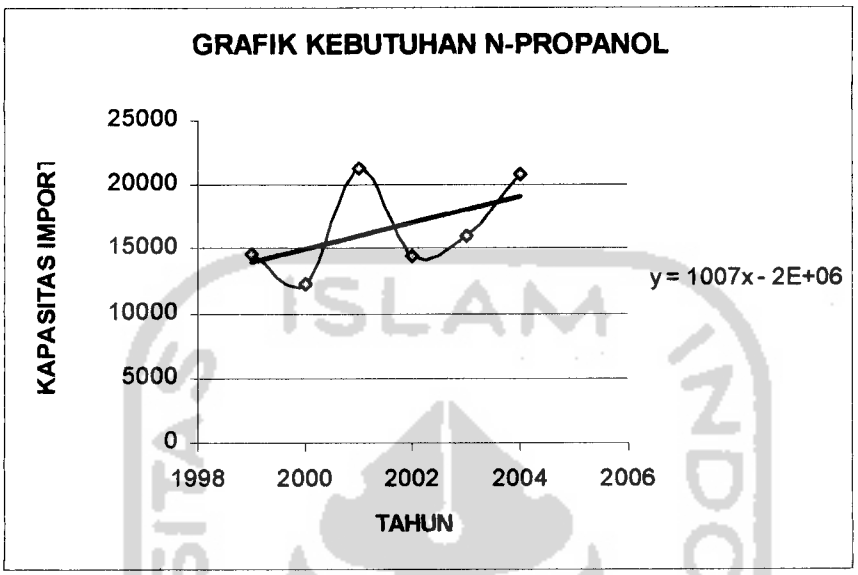
Salah satu bahan kimia yang masih diimpor adalah N-Propanol (N-C_3H_8O), N-Propanol digunakan sebagai bahan baku dalam indusri cat,kos-metik, tinta printer, pestisida, insektisida, Ester, Eter dan *N-Propylamine.*

Ketergantungan bahan kimia seperti N-propanol dari negara lain tidak menguntungkan bagi perekonomian negara kita, karena jika timbul gejolak harga di negara lain maka harga barang-barang yang menggunakan N-Propanol akan berubah juga.

Berdasarkan pertimbangan faktor-faktor diatas, maka perancangan pabrik Propanol secara komersial menguntungkan sehingga perlu direalisasikan. Berdasarkan data import Badan Pusat Statistik kebutuhan N-Propanol tahun 1999 – 2004 sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Statistik Kebutuhan Industri Propanol.

Tahun	Kebutuhan (ton/thn)
1999	14579
2000	12316
2001	21326
2002	14369
2003	15988
2004	20816



Grafik 1.1 Kebutuhan N-Propanol

Dengan pendekatan **y = 1007x - 2E+06**, diperkirakan kebutuhan Propanol pada tahun 2010 sebesar 24.070 ton/tahun. Dipilih kapasitas 30.000 ton/tahun karena pabrik Propanol ini diharapkan dapat mengurangi ketergantungan import. Juga diharapkan dengan berdirinya pabrik ini dapat mengurangi jumlah pengangguran yang ada di Indonesia.

I.2. Tinjauan Pustaka

N-Propanol adalah suatu cairan yang tidak berwarna pada suhu kamar dan tekanan atmosferis, serta dapat larut dalam Alkohol dan Ester. N-Propanol dapat dibuat dengan beberapa proses, yaitu :

A. Proses Reppe

Proses Reppe adalah sintesis alkohol dari Olefin, Carbon Monoksida dan air. Teknologi pembuatan N-Propanol dengan metode ini dikembangkan oleh Badische Anilin and Soda Pabric A.G (BASF). Reaksi yang terjadi :

$$C_2H_4 + 3\,CO + 2\,H_2O \longrightarrow C_3H_7OH + 2\,CO_2$$

Reaksi dilakukan pada suhu 100 ^oC dan tekanan 15 atm dengan katalis Iron Hydrocarbonyl. Proses Reppe mempunyai kelebihan tekanan dan suhu reaksi yang lebih rendah dan selektivitasnya yang tinggi. Namun penggunaan-nya masih sedikit karena katalis yang digunakan bersifat sensitif oleh adanya air dan CO_2. Selain itu teknologi proses yang digunakan masih lebih mahal.

(Mc Ketta, 1975)

B. Proses Oxo

Proses Oxo atau hidroformulasi ditemukan oleh Otto Roelan pada tahun 1938. Roelan menyimpulkan bahwa reaksi tersebut berlaku secara umum untuk semua olefin, dan reaksi ini dinamakan Proses Oxo.

Aldehid terbentuk karena penambahan gugus formaldehid pada ikatan rangkap Olefin, sehingga proses ini dinamakan hidroformulasi. Secara umum persamaan reaksinya :

$$R\text{-}CH{=}CH_2 + H_2 + CO \longrightarrow R\text{-}CH_2\text{-}CH_2\text{-}CHO$$

(olefin) (gas sintesa) (aldehid)

Jika aldehid direaksikan dengan hidrogen maka terbentuk alkohol dengan reaksi :

$R\text{-}CH_2\text{-}CH_2\text{-}CHO + H_2 \longrightarrow R\text{-}CH_2\text{-}CH_2\text{-}OH$

Dengan :

R = Gugus alkil

Dengan Proses Oxo proses pembuatan N-Propanol adalah proses 2 tahap. Tahap pertama, Etilen direaksikan dengan Gas Sintesa dengan menggunakan logam dari gugus transisi yaitu Co, Fe, Ni, Rh dan Ir. Katalisator yang digunakan secara komersial adalah Co dan Rh tetapi Rh lebih disenangi karena dapat beroperasi pada suhu dan tekanan yang lebih rendah dan selektivitas yang lebih tinggi. Proses ini menghasilkan N-Propanal.

Proses ini berlangsung pada :

Suhu : 90-160 ^oC

Tekanan : 2 - 3,55 Mpa

Rasio H_2 : CO : 1:1

Konversi Etilen menjadi N-propanal = 98 % - 99% (0,5% – 1% Etana dan 0,5% – 1 % heavy ends).

Reaksi yang terjadi

Utama

$$C_2H_{4(g)} + CO_{(g)} + H_{2(g)} \xrightarrow{Rh} C_3H_6O_{(g)}$$

Samping

$$C_2H_{4(g)} + H_{2(g)} \longrightarrow C_2H_{6(g)}$$

(Kirk and Othmer, 1978)

Tahap kedua, N-Propanal direaksikan dengan Hidrogen menjadi N-Propanol dengan katalis Ni (Nikel). Kondisi operasi dapat berlangsung dalam fase cair ataupun gas. Hanya saja dalam

fase cair untuk skala komersial tidak banyak dilakukan karena kurang ekonomis. Pada fase gas reaksi berlangsung

Suhu : 100-170 ^{o}C

Tekanan : ≤ 6,8 atm

Konversi N-Propanal menjadi N-Propanol 98 – 99% (2-1% Diisopropyl Eter dan heavy ends).

Reaksi yang terjadi :

Utama

$$C_3H_6O_{(g)} + H_{2(g)} \xrightarrow{Ni} C_3H_8O_{(g)}$$

Samping

$$2\ C_3H_8O_{(g)} \longrightarrow C_6H_{14}O_{(g)} + H_2O_{(g)}$$

(Ullman's vol 22A, 1993)

Dari kedua proses diatas dipilih Proses Oxo dengan pertimbangan

1. Sebagian besar Pabrik Propanol di dunia mempergunakan proses ini dalam proses produksinya
2. Katalis yang digunakan lebih stabil terhadap fluida yang bereaksi.
3. Prosesnya lebih ekonomis dibandingkan Proses Reppe

BAB II
PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan

2.1.1 Sifat-sifat Bahan Baku

A. Etilen

Rumus molekul	:	C_2H_4
Berat molekul	:	28,05
Titik cair jenuh	:	-131,85 °C
Suhu Kritis	:	9,4 °C
Tekanan kritis	:	50,4 atm
Sp.gr	:	0,577
Kenampakan	:	Cair dan bening
Kemurnian	:	99,0 %wt C_2H_4
		0,5 %wt CH_4
		0,5 %wt C_2H_6

B.Gas Sintesa

Komposisi	:	45,08 % H_2 .
		46,05 % CO
		6,30 % N_2
		2,57 % CH_4
Berat molekul	:	15,98
Titik uap jenuh	:	-196,75 °C
Suhu Kritis	:	-189,95 ° C
Tekanan kritis	:	24 atm
Kenampakan	:	Gas, tak berwarna

C. Hidrogen

Rumus molekul	:	H_2
Berat molekul	:	2,016
Titik didih normal	:	-252,8 ^oC
Suhu Kritis	:	-239,8 ^oC
Tekanan kritis	:	13 atm
Kenampakan	:	Gas, tidak berwarna
Kemurnian	:	95 % H_2
		5 % CH_4

2.1.2 Sifat-sifat Bahan Pembantu

A. Katalisator Rhodium dengan penyangga Silika

Perbandingan Rhodium Silika = 5% : 95%

Bentuk	:	*Crystal*
Ukuran	:	D = 6,35 m
		L = 5,5 m
Bulk density	:	553,3936 kg/m^3.

B. Katalisator *Nieckel* dengan penyangga *Kieselguhr*

Perbandingan *Nieckel Kieselguhr* = 60 % : 40 %

Bentuk	:	Silinder
Ukuran	:	D = 4,5 m
		L = 3,5 m
Bulk density	:	117,0688 kg/m^3.

2.2. Spesifikasi Produk

2.2.1 Sifat-sifat Produk utama N-Propanol

Rumus molekul	: C_3H_8O
Berat molekul	: 60,096
Titik didih normal	: 97,2 °C
Suhu Kritis	: 263,7 °C
Tekanan kritis	: 51,7 atm
Sp.gr	: 0,804
Kenampakan	: Cair dan bening
Kemurnian	: 99,9 % C_3H_8O

2.2.1 Sifat-sifat Produk utama samping

A. Propanal

Rumus molekul	: C_3H_6O
Berat molekul	: 58,08
Titik didih normal	: 48 °C
Suhu Kritis	: 242,3 °C
Tekanan kritis	: 62,5 atm
Viscosity	: 0,6 cp at 20 °C

B. *Diisopropyl ether*

Rumus molekul	: $C_6H_{14}O$
Berat molekul	: 102,177
Titik didih normal	: 68,7 °C
Suhu Kritis	: 227,3 °C
Tekanan kritis	: 28,15 atm
Sp.gr	: 0,7

2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik bagi konsumen terhadap suatu produk. Oleh sebab itu mempertahankan mutu produk merupakan salah satu hal yang penting dan memerlukan perhatian khusus dari perusahaan. Menyadari pentingnya mempertahankan kualitas tersebut, maka Pabrik N-Propanol membentuk bagian yang mengendalikan mutu tersebut yaitu Seksi Laboratorium yang berada di bawah bagian Operasi serta Seksi Penelitian dan Seksi Pengembangan yang berada di bawah bagian Litbang.

2.3.1 Seksi Laboratorium

Seksi Laboratorium pada pabrik N-Propanol bertugas sebagai berikut :

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

Sedangkan tanggung jawab seksi jaminan mutu antara lain adalah :

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

Pengujian secara kimia meliputi :

a. Pengujian Bahan Baku

Pengujian ini dilakukan untuk menguji bahan baku etilen,H_2 dan gas sintesa. Bahan baku etilen yang di terima terlebih dahulu diuji kualitasnya sebelum dipindahkan ke tangki penyimpanan. Parameter yang diukur untuk bahan baku etilen adalah kandungan etilen dan kadar inert. Begitu pula parameter yang diukur untuk bahan baku Hidrogen dan gas sintesa adalah kandungan CO, H_2, Methane, Ethane, dan gas Nitrogen.

Pengujian Produk N-Propanol

Kualitas produk yang dihasilkan merupakan salah satu standar yang diperkenankan dan dijadikan sebagai komitmen perusahaan dalam melayani konsumen. Analisa yang dilakukan adalah analisa kandungan kimiawi terhadap produk.

2.3.2 Seksi Penelitian

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

Seksi penelitian membawahi tiga kelompok kerja sebagai berikut :

1. Analisa Produksi

   Bertugas membuat data produksi N-Propanol mulai dari pemakaian bahan baku sampai proses produksi.

2. Pengendalian Mutu

Bertugas mengendalikan jalannya proses pembuatan N-Propanol dari hulu ke hilir dari segi kualitas.

3. Pengolahan Kebutuhan Air

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

Alat-alat yang digunakan untuk pengujian air ini antara lain:

- pH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman/ kebesaan air.
- Spectrophotometer, untuk menentukan jenis senyawa yang terlarut dalam air.
- Spectroscopi, untuk menentukan kadar *silica*, sulfat, *hydrazine*, turbiditas, kadar posphat dan kadar sulfat.
- Peralatan gravimetrik, untuk mengetahui jumlah kandungan padatan dalam air.
- Peralatan titrasi, untuk mengetahui kandungan klorida, kesadahan dan alkalinitas.
- *Conductivitymeter*, untuk mengetahui konduktivitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Beberapa kegiatan yang dilakukan pada seksi penelitian adalah :

1. Inspeksi

   Meliputi pengamatan (pengambilan) contoh pada tiap proses.

2. Analisa

   Meliputi analisa kimia di laboratorium kimia.

3. Pengambilan Tindakan

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

   Pengontrolan dilakukan terhadap :

- Bahan baku pembuatan N-Propanol (etilen, dan gas sintesa).
- Umpan masuk alat proses.

2.3.3 Seksi Pengembangan

Penelitian dan pengembangan yang dilakukan pada Pabrik Propanol dilakukan oleh Seksi Penelitian dan Seksi Pengembangan. Secara organisasi seksi-seksi ini berkedudukan dibawah Bagian Penelitian dan Pengembangan.

Tugas Bagian Penelitian dan Pengembangan ini adalah :

1. Meneliti dan memeriksa bahan baku, bahan penolong dan bahan penunjang yang akan digunakan untuk proses.
2. Meneliti dan memeriksa produk yang akan dipasarkan.
3. Melakukan penelitian untuk pengembangan pabrik.

BAB III
PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Bahan baku etilen cair dipompa dengan pompa 02 (P-02) untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 20 atm kemudian diubah menjadi fase gas di vaporizer 01 (V-01) dan dipisahkan fase gas dan cairnya dalam separator drum-01 (SD-01), cairan yang masih tersisa dikembalikan lagi ke V-01. Gas etilen dinaikkan suhunya dengan HE-01 sampai 408 ^{o}K sebagai umpan Reaktor-01 (R-01). Gas sintesa dinaikkan tekanannya dari 1 atm menjadi 20 atm sebagai umpan R-01.

Reaksi etilen-gas sintesa terjadi dalam reaktor fixed bed multitube dengan katalis *Rh-Silica* (5% *Rh* – 95% *Silica*). Reaksi berlangsung dalam fase gas secara *non isothermal* dan *non adiabatis*. Reaksi ini berlangsung eksotermis sehingga perlu adanya pendingin. Pendingin yang digunakan adalah air pada tekanan 10 atm. Campuran gas keluar reaktor pada suhu =407,1369 ^{o}K, tekanan = 19,9 atm.

Gas produk yang keluar dari R-01 diekspansi dari 19,9 atm menjadi 2 atm dan diturunkan suhunya di *cooler* -01 dari 407,1369^{o}K menjadi 373^{o}K kemudian diembunkan di condenser-01 (CD-01) sampai 315^{o}K dan dipisahkan di Separator Drum 02 (SD-02), gas keluar dari SD-02 direcycle dan di purge sedangkan cairannya diuapkan dalam *vaporizer* 02 (V-02) untuk mengubah fase cair N-Propanal menjadi fase gas sebagai umpan Reaktor-02(R-02). Campuran gas dan cairan keluar V-02 dipisahkan dalam separator drum-03 (SD-03),kemudia dikompresi sampai 6,8 atm. Cairan yang masih tersisa dikembalikan lagi dalam V-02.

Gas Hidrogen dikompresi dari 1 atm menjadi 6,8 atm dan dicampur dengan arus gas dari SD-03 sebagai umpan R-02. Reaksi Hidrogenasi N-Propanal menjadi N-Propanol terjadi dalam reaktor *fixed bed adiabatis*. Dengan katalis *nickel-kieselgurh* (*60% Ni- 40% Kieselguhr*).

Gas produk yang keluar dari R-02 pada tekanan 6,79 atm dan suhu 378,6837 ^{o}K diekspansi sampai 2 atm kemudian diembunkan dalam Condenser-02 (CD-02) dan campuran gas-cair keluar CD-02 dipisahkan dalam Separator Drum-04 (SD-04) pada tekanan 2 atm dan suhu 315 ^{o}K. Gas keluar dari SD-04 direcycle ke R-02 dan sebagian di purge. Cairan keluar SD-04 diekspansi dari P=2 atm menjadi 1 atm kemudian cairan dimasukkan ke Menara Distilasi untuk meminimalkan kandungan N-propanal dalam cairan produk. Cairan keluar Menara Distilasi kemudian diturunkan suhunya menjadi 303 ^{o}K pada HE-05 untuk kemudian dimasukkan dalam Tangki Penyimpan-02 (TP-02) pada suhu lingkungan dan tekanan atmosferis.

3.2 Metode Perancangan

Dalam pra rancangan pabrik N-Propanol dari etilen dan gas sintesa ini variabel yang berpengaruh dalam metode perancangan pabrik yaitu neraca massa dan neraca panas.

3.2.1 Neraca Massa

Variabel yang berpengaruh dalam neraca massa antara lain:

1. Neraca massa Total
2. Neraca massa di Reaktor-01
3. Neraca massa di Separator Drum-01
4. Neraca massa di Reaktor-02
5. Neraca massa di Separator Drum-02

6. Neraca massa di Menara Distilasi

A. NM Total

Tabel 3.1 Neraca Massa Total

Komponen	input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H2	340,8476	1,2445
CO	2417,0442	13,4200
N2	519,7500	519,7500
CH4	75,2406	75,2406
C2H4	2418,9813	15,1119
C2H6	2,3951	2,6579
C3H6O	-	109,8871
C3H8O	-	5010,7708
C6H14O	-	22,2497
H2O	-	3,9264
TOTAL	**5774,2588**	**5774,2588**

B. Neraca Massa Reaktor 01

Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor 01

Komponen	input (kg/jam)	output (kg/jam)
H2	174,9394	3,2345
CO	2449,5539	45,9297
N2	883,5750	883,5750
CH4	8,9362	8,9362
C2H4	2452,6778	48,8083
C2H6	4,2531	4,5159
C3H6O	34,3737	5013,3096
Total	**6008,3091**	**6008,3091**

B. Neraca Massa Reaktor 02

Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor 02

Komponen	**input (kg/jam)**	**output (kg/jam)**
H_2	169,5615	1,6633
CH_4	118,9728	118,9728
C_3H_6O	4968,4171	99,3683
C_3H_8O	198,2815	5209,0524
$C_6H_{14}O$	0,0517	3,9782
H_2O	0,0287	22,2784
Total	**5455,3133**	**5455,3133**

C. Neraca Massa Separator Drum 02

Tabel 3.4 Neraca Massa SD 02

Komponen	Input (kg/jam)	OUTPUT			output (kg/jam)
		umpan R-02	purging	recycle	
H2	3,2345	-	0,9313	2,3032	3,2345
CO	45,9297	-	13,4200	32,5097	45,9297
N2	883,5750	-	519,7500	363,8250	883,5750
CH4	8,9362	-	5,2566	3,6796	8,9362
C2H4	48,8083	-	15,1119	33,6964	48,8083
C2H6	4,5159	-	2,6579	1,8580	4,5159
C3H6O	5013,3096	4963,1765	15,7594	34,3737	5013,3096
Total	**6008,3091**				**6008,3091**

D. Neraca Massa Separator Drum 04

Tabel 3.5 Neraca Massa SD 04

Komponen	Input (kg/jam)	OUTPUT			Total output (kg/jam)
		umpan R-02	purging	recycle	
H_2	1,6633	-	0,3132	1,3501	1,6633
CH_4	118,9728	-	69,9840	48,9888	118,9728
C_3H_6O	99,3683	91,4437	2,6840	5,2406	99,3683
C_3H_8O	5209,0524	4933,0299	77,7409	198,2815	5209,0524
H_2O	3,9782	3,8988	0,0277	0,0517	3,9782
C6H14O	22,2784	22,1447	0,1050	0,0287	22,2784
Total	**5455,3133**				**5455,3133**

D. Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3.6 Neraca Massa MD

Komponen	input (kg/jam)	OUTPUT		total output (kg/jam)
		ATAS	BAWAH	
C3H6O	91,4437	22,8609	68,5828	91,4437
C3H8O	4933,0299	1233,2575	3699,7724	4933,0299
C6H14O	3,8988	0,9747	2,9241	3,8988
H2O	22,1447	5,5362	16,6085	22,1447
Total	**5050,5171**			**5050,5171**

3.3 Spesifikasi Alat

1. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan etilen dan gas sintesa menjadi propanal

Jenis : *Fixed Bed Catalytic Multitube*

Fasa : Gas

Bentuk : Silinder tegak

Suhu masuk : 408 °K

Suhu keluar : 407,79 °K

Tekanan Udara : 20 atm absolut

Tebal Bed Katalis : 8,7 m

Jenis Katalis : *Rhodium - Silica*

Diameter katalis : 0,97 cm

Konversi Propanal: 0,98

Konversi C2H6 : 0,05

Tinggi Reaktor : 9,7 m

Diameter *shell* : 2,009 m

Tebal dinding	: 3/16 in
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-212 grade-B
Tebal isolasi	: 9 cm
Jumlah Reaktor	: 1 buah

2. Reaktor (R-02)

Fungsi	: Mereaksikan proapnal dan H2 menjadi propanol
Jenis	: *Fixed Bed Adiabatis*
Fasa	: Gas
Bentuk	: Silinder tegak
Suhu masuk	: 390 °K
Suhu keluar	: 378,6837 °K
Tekanan Udara	: 6,8 atm absolut
Tebal Bed Katalis	: 8,35
Tebal isolasi	: 24 cm m
Jenis Katalis	: *Nieckel - Kieselguhr*
Diameter katalis	: 0,97 cm
Konversi Propanol	: 0,98
Konversi C6H14O	: 0,05
Tinggi Reaktor	: 10,22 m
Diameter *shell*	: 2,54 m
Tebal dinding	: 0,8632 in
Bahan Konstruksi	: *Carbon steel SA-283 grade-C*
Jumlah Reaktor	: 1 buah

3. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan N-Propanol dari komponren lainnya agar memenuhi spesifikasi produk yang telah dipersyaratkan.

Jenis : *Plate tower*, dengan *sieve tray*

Jumlah plat : 10 buah

Effisiensi menara : 95 %

Kondisi Operasi :

- Puncak Menara
  - ◊ Suhu : 104,948 °C
  - ◊ Tekanan : 1,2 atm
- Bawah Menara
  - ◊ Suhu : 108,736 °C
  - ◊ Tekanan : 1,05 atm
- Umpan Menara
  - ◊ Suhu : 114,263 °C
  - ◊ Tekanan : 1,9 atm

Tray spacing

- Tinggi menara : 10,25 m
- Diameter menara : 1,2 m
- Tebal shell : 0,125 in
- Jenis head : *Torispherical dished head*
- Tebal *head* : 0,125 in
- Tebal *isolator* : 5,72 cm
- Pipa umpan : 10 in (IPS)
- Pipa atas menuju *condensor* : 8 in (IPS)
- Pipa *refluks* distilat : 0,5 in (IPS)

- Pipa pengeluaran bottom : 8 in (IPS)

  Pipa refluks bottom : 1 in (IPS

Plate Spesification

- Jumlah Plate : 11 *plate*
- Plate ID : 0,762 m
- *Hole size* : 9 mm
- *Hole pitch* : 14 mm
- *Active hole* : 504 buah
- *Turn down* : 0,4 min rate
- *Plate material* : *Stainless Steel*
- *Downcomer material* : *Stainless Steel*
- *Plate spacing* : 0,6 m
- *Plate thickness* : 5 mm
- *Plate pressure drop* : 84,0687 mm liquid

  : 0,4178 atm

  Jumlah : 1 buah

4. *Separator Drum* (SD-01)

Fungsi : memisahkan gas dan cairan yang keluar dari Reaktor 01 sebanyak 6008,3091 kg/jam.

Tipe : *horizontal drum*

Jumlah :1 buah Kondisi Operasi

- Tekanan : 9 atm
- Suhu : 42 °C
- Bahan *Separator* : *Stainless Stell SA 285, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 0,9464 m
- Panjang : 3,2675 m
- Tebal *Shell* : 0.1875 in
- Tebal *Head* : 0.1875 in

5. Separator Drum (SD-02)

Fungsi : memisahkan gas dan cairan yang keluar dari Reaktor 02 sebanyak 5455,3133 kg/jam.

Tipe : *horizontal drum*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan : 2 atm
- Suhu : 42 °C
- Bahan *Separator* : *Stainless Stell SA 285, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 0,8988 m
- Panjang : 3,1319 m
- Tebal *Shell* : 0.1875 in
- Tebal *Head* : 0.1875 in

6. Separator Etilen

Fungsi : memisahkan etilen cair dan gas keluar *vaporizer* 01, sebanyak 2911,94 kg/jam.

Tipe : *horizontal drum*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan : 20 atm
- Suhu : -26,963 °C
- Bahan *Separator* : *Stainless Stell SA 285, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 0,5 m
- Tinggi : 1 m
- Tebal *Shell* : 0.375 in
- Tebal *Head* : 0.375 in

7. Separator Propanal

Fungsi : memisahkan propanal cair dan gas keluar *vaporizer* 02, sebanyak 6015,925 kg/jam.

Tipe : *horizontal drum*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan : 2 atm
- Suhu : 69,749 °C
- Bahan *Separator* : *Stainless Stell SA 285, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 0,85 m
- Tinggi : 1 m
- Tebal *Shell* : 0.15 in
- Tebal *Head* : 0.15 in

8. *Heater - 01*

Fungsi : untuk memanaskan etilen dari -26,95 C mejadi 50 C sebagai umpan Reaktor 01, sebanyak 2426,6171 kg/jam.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Aliran fluida:

Hot Fluid : steam

Cold Fluid : *gases*

Spesifikasi Pipa :

- ID : 3,068 in
- OD : 3,5 in
- IPS : 3
- *Sch. Number* : 40

Luas Transfer Panas : 106,29 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 58,13 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 19,98 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,033 (jam.ft2.F)/Btu

9. *Heater – 02*

Fungsi : untuk memanaskan etilen dari 50 C mejadi 135 C sebagai umpan Reaktor 01, sebanyak 2426,6171 kg/jam.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Aliran fluida:

Hot Fluid : *steam*

Cold Fluid : *gases*

Spesifikasi Pipa :

- ID : 3,068 in
- OD : 3,5 in
- IPS : 3
- *Sch. Number* : 40

Luas Transfer Panas : 109,85 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 58,13 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 19,98 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,033 (jam.ft2.F)/Btu

10. *Heater - 03*

Fungsi : untuk memanaskan umpan yang masuk reaktor-02 dari suhu 111,36 °C menjadi 117°C,, sebanyak 5013,271 kg/jam.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Aliran fluida:

Hot Fluid : steam

Cold Fluid : gases

Spesifikasi Pipa :

- ID : 3,068 in
- OD : 3,5 in
- IPS : 3
- *Sch. Number* : 40

Luas Transfer Panas : 99,096 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 85,54 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 30,02 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd): 0,022 (jam.ft2.F)/Btu

11. *Heater - 04*

Fungsi : untuk memanaskan umpan *recycle* yang masuk reaktor-02 dari suhu 98,4 °C menjadi 117°C, sebanyak 253,94 kg/jam.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Aliran fluida :

Hot Fluid : *steam*

Cold Fluid : *gases*

Spesifikasi Pipa :

- ID : 2,469 in
- OD : 2,88 in
- IPS : 2,5

- *Sch. Number* : *40*

Luas Transfer Panas : 47,34 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 122,5 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 7,32 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,1918 (jam.ft2.F)/Btu

12. *Heater - 05*

Fungsi : untuk memanaskan umpan menara distilasi dari suhu 42 °C menjadi 60°C, sebanyak 5334,663 kg/jam.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Aliran fluida:

Hot Fluid : *steam*

Cold Fluid : water

Spesifikasi Pipa :

- ID : 2,469 in
- OD : 2,88 in
- IPS : 2,5
- *Sch. Number* : 40

Luas Transfer Panas : 8,6 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 1121,64 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 197,58

Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,00411
(jam.ft2.F)/Btu

13. *Cooler - 01*

Fungsi : Mendinginkan hasil reaktor dari suhu 135°C menjadi 100°C, sebanyak 6008,309 kg/jam.

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Aliran fluida :

Shell side : *water*

Tube side : campuran multi komponen

Spesifikasi Pipa Luar, Shell :

- *ID Shell* : 21.25 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tube* :

- Jumlah *Tube* : 278 buah
- Jumlah Aliran : 2
- *Pitch* : *1 Triangular Pitch*
- Panjang : 8 ft

Luas Transfer Panas : 435,499 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 196,87
Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 149,6
Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,01
(jam.ft2.F)/Btu

14. *Cooler - 02*

Fungsi : Mendinginkan hasil reaktor dari suhu 95,7 °C menjadi 30 °C, sebanyak 3787,8878 kg/jam.

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Aliran fluida:

Shell side : *water*

Tube side : Campuran multi komponen

Spesifikasi Pipa Luar, Shell :

- *ID Shell* :17,25 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tub* :

- Jumlah *Tube* : 239 buah
- *Jumlah Aliran* : *2*
- Pitch : 15/16 Triangular Pitch
- Panjang : 12 ft

Luas Transfer Panas : 562,6 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 544,8 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 149,9 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,005 (jam.ft2.F)/Btu

15. *Cooler - 03*

Fungsi : Mendinginkan hasil reaktor dari suhu 95,7 °C menjadi 30 °C, sebanyak 3787,8878 kg/jam.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Aliran fluida :

Shell side : *water*

Tube side : campuran multi komponen

Spesifikasi Pipa Luar, *Shell* :

- *ID Shell* : 13,25 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tube* :

- Jumlah *Tube* : 68 buah
- Jumlah Aliran : 2
- *Pitch* : *1,25 Triangular Pitch*
- Panjang : 8 ft

Luas Transfer Panas : 105,33 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 328,7 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 147,95 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,004 (jam.ft2.F)/Btu

16. *Vaporizer (01)*

Fungsi : Menguapkan etilen sebanyak 2426,62 kg/jam menjadi gas sebagai umpan reaktor 01

Tipe : *double pipe heat exchanger*

Aliran fluida :

Shell side : *Steam*

Tube side : *Light Organik*

Spesifikasi Pipa Luar, Shell :

- ID *Shell* : 8 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tub* :

- Jumlah *Tube* : 32 buah
- Jumlah Aliran : 2
- *Pitch* : *1 Triangular Pitch*
- Panjang : 8 ft

Luas Transfer Panas : 50,2447 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 191,367 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 99,984 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0.003 (jam.ft2.F)/Btu

17. *Vaporizer (02)*

Fungsi : Menguapkan propanal sebanyak 5013,271 kg/jam menjadi gas sebagai umpan reaktor 02

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Aliran fluida :

Shell side : *Steam*

Tube side : *Light Organik*

Spesifikasi Pipa Luar, *Shell* :

- *ID Shell* : 19,25 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tube* :

- Jumlah *Tube* : 262 buah
- Jumlah Aliran : 2
- *Pitch* : *1 Triangular Pitch*
- Panjang : 12 ft

Luas Transfer Panas : 818,8709 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 424,53 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 132,68 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0.003 (jam.ft2.F)/Btu

18. *Tangki - 01*

Fungsi : Menyimpan bahan baku ethylene selama kebutuhan 7 hari.

Tipe : Tangki *horizontal*

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : -54 °C
- Tekanan : 10 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*
- Diameter : 9.5 m
- Panjang : 13 m
- Volume : 884,09 m^3

19. *Tangki - 02*

Fungsi : Menyimpan produk propanol selama kebutuhan 7 hari.

Tipe : Tangki *horizontal*

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*
- Diameter : 11 m
- Panjang : 14 m
- Volume : 1244,24 m^3

20. Tangki - 03

Fungsi : Menyimpan produk sampung selama 7 hari.

Tipe : Tangki *horizontal*

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*
- Diameter : 3,8 m
- Panjang : 14 m
- Volume : 471,371 m^3

21. *Pompa 01*

Fungs : Memompa cairan dari tangki pengangkut dan menaikkan tekanannya sebelum masuk ke tangki penyimpan 01.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Radial flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Power Motor 0,37 HP

Kapasitas : 2234 gpm

Nominal Pipe Size : 1,25 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 1,38 in

Outside diameter : 1,66 in

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

22. Pompa 02

Fungsi : Memompa cairan dari tangki pengangkut dan menaikkan tekanannya sebelum masuk ke vavorizer 01.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Radial flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 22,24 gpm

Power Motor 0,45 HP

Nominal Pipe Size : 1,25 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 1,38 in

Outside diameter : 1,66 in

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

23. Pompa 03

Fungsi : Memompa cairan dari cooler untuk di masukkan ke tangki penyimpan produk.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : Radial flow

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 65,43 gpm

Power Moto	0,5 HP
Nominal Pipe Size	: 2 in
Schedule Numbr	: 40
Inside Diameter	: 2,067 in
Outside diameter	: 2,38 in
Bahan Konstruksi	: *Stainless steel*

24. Pompa 04

Fungsi	: mengalirkan propanol dari tangki penyimpan ke tangki pengangkut.
Jenis	: *Centrifugal Pump*
Tipe	: *Radial flow*
Jumlah	: *1 buah*
Dimensi	
Kapasitas	: 65,45 gpm
Power Motor	0,75 HP
Nominal Pipe Size	: 2 in
Schedule Number	: 40
Inside Diameter	: 2,067 in
Outside diameter	: 2,38 in
Bahan Konstruksi	: *Stainless steel*

25. Pompa 05

Fungsi	: mengalirkan hasil samping Md dari cooler ke tangki penyimpan
Jenis	: *Centrifugal Pump*

Tipe : Mixed flow

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 26,73 gpm

Power Motor 0,6 HP

Nominal Pipe Size : 2 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 2,067 in

Outside diameter : 2,38 in

Bahan Konstruksi : S*tainless steel*

26. Condenser-01

Fungsi : mengembunkan sebagian gas yang keluar bottom dari reaktor 01.

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Aliran fluida :

Shell side *: Water*

Tube side *: gas keluaran reaktor 01*

Spesifikasi Pipa Luar, *Shell* :

- ID *Shell* : 27 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tube* :

- Jumlah *Tube* : 559 buah
- Jumlah Aliran : 2

- *Pitch* : *1 Triangular Pitch*
- Panjang : 12 ft

Luas Transfer Panas : 1319,673 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 5.3075 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 150,33 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0.032 (jam.ft2.F)/Btu

27. *Condenser-02*

Fungsi : mengembunkan sebagian gas yang keluar *bottom* dari reaktor 02.

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Aliran fluida:

Shell side : *Water*

Tube side : *gas keluaran reaktor 02*

Spesifikasi Pipa Luar, *Shell* :

- *ID Shell* : 33 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tube* :

- Jumlah *Tube* : 206 buah
- Jumlah Aliran : 2
- *Pitch* : *15/16 Triangular Pitch*
- Panjang : 12 ft

Luas Transfer Panas : 487,364 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 5.3075 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 150,65 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0.046 (jam.ft2.F)/Btu

28. *Compressor 1 (C-01)*

Fungsi : Menaikkan tekanan campuran gas hidrogen sebanyak 238,1954 kg/jam, dari 1 atm menjadi 3 atm

Kapasitas : 0,3613 m^3/det

Takanan isap : 1 atm

Tekanan keluar : 3 atm

η_{ad} : 80 %

Jumlah : 1

Penggerak : motor sinkron

Power : 98 Hp

29. *Compressor 2 (C-02)*

Fungsi : Menaikkan tekanan campuran gas hidrogen sebanyak 3109,4464 kg/jam, dari 1 atm menjadi 3 atm.

Kapasitas : 0,8617 m^3/det

Takanan isap : 1 atm

Tekanan keluar : 3 atm

η_{ad} : 80 %

Jumlah : 1

Penggerak : motor sinkron

Power : 181 Hp

30. Compressor 3 (C-03)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas recycle dari separator drum 1 sebanyak 472,2457 kg/jam, dari 2atm menjadi 4 atm

Kapasitas : 0,044 m^3/det

Takanan isap : 1 atm

Tekanan keluar : 4 atm

η_{ad} : 80 %

Jumlah : 1

Penggerak : motor sinkron

Power : 17,31 Hp

31. Compressor 4 (C-04)

Fungsi : Menaikkan tekanan campuran uap dari SD-02 sebanyak 5013,2712 kg/jam, dari 1 atm menjadi 6,8 atm

Kapasitas : 0,1628 m^3/det

Takanan isap : 1 atm

Tekanan keluar : 6,8 atm

η_{ad} : 80 %

Jumlah : 1

Penggerak : motor sinkron

Power : 149 Hp

31. *Compressor 4 (C-04)*

Fungsi	: Menaikkan tekanan gas recycle dari separator drum 2 sebanyak 472,2457 kg/jam, dari 2atm menjadi 4 atm
Kapasitas	: 0,0127m^3/det
Takanan isap	: 1 atm
Tekanan keluar	: 4 atm
η_{ad}	: 80 %
Jumlah	: 1
Penggerak	*: motor sinkron*
Power	: 12 Hp

32. *Intercooler 01 (IC-01)*

Tugas	: Mendinginkan campuran gas yang keluar dari stage ke-1 C - 01 hingga mendekati suhu campuran gas awal
Jenis alat	: *Double pipe horizontal*
Pendingin	: water, T = 80 ^oC – 120 ^oC
Kondisi operasi	: P = 3,4 atm, Tin=413,5 ^oK, Tout = 309,51 ^oK
Aliran fluida *shell*	: Chilled water
Aliran fluida *tube*	: gas keluar kompresor
Luas transfer panas	: 170,55 ft^2
Beban panas	: 221.732,2114 btu/jam
Dimensi	
Shell	*: ID = 13,25 in*
Tube	: ID = 0,606 in, OD = 0,75 in, L = 8 ft, Nt =109, BWG 16 , Triangular pitch 1 in, 1 pass

Bahan : *Carbon steel*
Jumlah : 1 buah

33. Intercooler 02 (IC-02)

Tugas : Mendinginkan campuran gas yang keluar dari stage ke-1 C - 02 hingga mendekati suhu campuran gas awal
Jenis alat : *Shell and tube Horizontal*
Pendingin : water, T = 80 ^{o}C – 120 ^{o}C
Kondisi operasi : P = 6,7 atm, Tin=487,8 ^{o}K, Tout = 303 ^{o}K
Aliran fluida shell : Chilled water
Aliran fluida tube : gas keluar kompresor
Luas transfer panas : 266,243 ft^2
Beban panas : 384.638,06 btu/jam
Dimensi
Shell : *ID = 12 in*
Tube : *ID = 0,62 in, OD = 0,75 in, L = 12 ft, Nt =120, BWG 16 , Triangular pitch 1 in, 1 pass*
Bahan : *Carbon steel*
Jumlah : 1 buah

34. *Intercooler 03 (IC-03)*

Tugas : Mendinginkan campuran gas yang keluar dari stage ke-1 C - 02 hingga mendekati suhu campuran gas awal
Jenis alat : *Shell and tube Horizontal*
Pendingin : *water*, T = 80 ^{o}C – 120 ^{o}C
Kondisi operasi : P = 6,7 atm, Tin=510,53 ^{o}K,

Tout = 302,14 ^{0}K

Aliran fluida *shell* : *Chilled water*

Aliran fluida *tube* : gas keluar kompresor

Luas transfer panas : 294,6 ft^2

Beban panas : 432.291,41 btu/jam

Dimensi

Shell : *ID = 13,25 in*

Tube : *ID = 0,62 in, OD = 0,75 in,*
L = 12 ft, Nt =127, BWG 16 ,
Triangular pitch 1 in, 1 pass

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

35. *Expansion valve 01 (EV-01)*

Tugas : Menurunkan tekanan campuran gas keluar reaktor 01 sebanyak 6008,3091kg/jam dari 19,89 atm menjadi 2 atm.

Jenis alat : *Globe valve*

Kondisi operasi : T= 407,14 ^{0}K P in=19,98 atm ;P out = 2 atm

Dimensi

ID : 6,065 in

OD : *6,625 in*

NPS : *6*

ScN : *40*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

3.6. Expansion valve 02 (EV02)

Tugas	:	Menurunkan tekanan campuran gas keluar reaktor 02 sebanyak kg/jam dari 6,8 atm menjadi 2 atm.
Jenis alat	:	*Globe valve*
Kondisi operasi	:	T = 378,7 K, Pin = 6,8 atm, Pout = 2 atm
Dimensi		
ID	:	6,065 in
OD	:	6,625 in
NPS	:	6
SCH	:	40
Bahan	:	*Carbon steel*
Jumlah	:	1 buah

3.7. Condenser MD

Fungsi	:	mengembunkan sebagian gas yang keluar dari atas menara distilasi.
Tipe	:	*shell and tube heat exchanger*
Aliran fluida	:	
Shell side	:	*Water*
Tube side	:	gas keluaran MD
Spesifikasi Pipa Luar, *Shell*	:	
• ID *Shell*	:	21,25 in
• Jumlah Aliran	:	1
Spesifikasi Pipa Dalam, *Tube*	:	
• Jumlah *Tube*	:	290 buah
• Jumlah Aliran	:	2

- *Pitch* : *15/16 Triangular Pitch*
- Panjang : *16 ft*

Luas Transfer Panas : 914,9789 ft^2

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 5.3075 Btu/(jam.ft2.F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 150,33 Btu/(jam.ft2.F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0.036 (jam.ft2.F)/Btu

38. *Reboiler*

Fungsi : Menguapkan hasil bawah Menara Distilasi sejumlah 3889,2336 kg/jam menjadi uap 101,3457 kg/jam dan residu 3787,8878 kg/jam

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Aliran fluida :

Shell side : *Steam*

Tube side : *Light organics*

Spesifikasi Pipa Luar, *Shell* :

- ID *Shell* : 19.25 in
- Jumlah Aliran : 1

Spesifikasi Pipa Dalam, *Tube* :

- Jumlah *Tube* : 252 buah
- Jumlah Aliran : 2
- *Pitch* : *0,9375 Triangular Pitch*
- Panjang : 16 ft

Luas Transfer Panas	: 1031,7541 ft^2
Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc)	: 5.14408 Btu/(jam.ft2.F)
Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud)	: 200,78 Btu/(jam.ft2.F)
Faktor Kotor Total (Rd)	: 0.02 (jam.ft2.F)/Btu

39. *Accumulator (Acc)*

Fungsi	: Menampung sementara embunan dari Condenser-01 sebanyak 154.667 kg/jam selama 5 menit.
Tipe	: *Silinder horizontal*
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	:
Tekanan	: 1,5 atm
Suhu	: 60 °C
Dimensi *accumulator*	
Volume	: 0,4962 m^3
Tinggi	: 3.6957 m
Diameter	: 1,2319 m
Tebal *shell*	: *1/6 in*
Tebal *head*	: *1/4 in*
Bahan kontruksi	: *Stainless Steels SA-167 grade B*

3.4. Perencanaan Produksi

3.4.1. Analisis kebutuhan bahan baku

a. Persediaan Bahan Baku.

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu proses industri sehingga pengadaan bahan baku sangat diperhatikan. Bahan baku utama produk N-Propanol adalah etilen,gas sintesa dan H_2 yang dapat diperoleh dari pabrik Chandra Asih dan Krakatau Steel.

b. Pemasaran Produk

Produk N-Propanol terutama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri serta untuk dieksport.

c. Sarana Transportasi

Transportasi yang digunakan adalah laut dan darat.

d. Persediaan Bahan Bakar dan Industri.

Daerah Cilegon merupakan kawasan industri sehingga penyediaan bahan bakar dapat dipenuhi, sedangkan tenaga listrik diperoleh dari PLTA dan generator cadangan.

e. Penyediaan Air.

Penyediaan Air dipenuhi dari air sungai sekitar.

f. Tenaga Kerja

Banten merupakan salah satu propinsi yang memiliki kepadatan penduduk yang tinggi di Indonesia,serta terletak disekitar JABOTABEK sehingga penyediaan tenaga kerja baik tenaga kasar, tenaga menengah, maupun tenaga ahli tidak menjadi masalah.

g. Kondisi Tanah dan Daerah.

Kondisi tanah yang relatif masih luas dan merupakan tanah yang datar, kondisi iklim yang relatif stabil sepanjang tahun sangat menguntungkan. Disamping itu Cilegon merupakan

salah satu kawasan industri di Indonesia sehingga telah terdapat pengaturan dan penanggulangan mengenai dampak lingkungan yang diharapkan dapat dilaksanakan dengan baik.

h. Kebijakan Pemerintah.

Daerah Cilegon merupakan kawasan industri, sehingga faktor-faktor lain seperti kebijakan pemerintah dalam hal perizinan, faktor sosial serta perluasan pabrik sangat memungkinkan untuk berdirinya pabrik ini.

BAB IV
PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi unit sangat penting di dalam perancangan pabrik, karena hal ini berhubungan dengan nilai ekonomis unit yang akan dibangun.

Pabrik direncanakan didirikan di Cilegon, Banten dengan pertimbangan

Yaitu :

1. Dekat dengan bahan baku (Pabrik Candara Asri dan Krakatau Steel)
2. Merupakan daerah yang menjadi kawasan industri
3. Tersedianya tanah yang luas dan air yang cukup untuk utilitas.

Adapun faktor yang harus diperhatikan untuk menentukan lokasi unit yang akan dirancang antara lain :

1. Persediaan Bahan Baku.

   Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu proses industri sehingga pengadaan bahan baku sangat diperhatikan. Bahan baku utama produk *N-Proapnol* adalah etilen,H2 dan gas sintesa, yang dapat diperoleh dari pabrik Candra Asri dan Krakatau Steel.

2. Pemasaran Produk

   Produk kerosin terutama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri serta untuk dieksport.

3. Sarana Transportasi

   Transportasi yang digunakan adalah laut, darat dan udara.

4. Persediaan Bahan Bakar dan Industri.

Bahan bakar yang digunakan adalah gas hasil purging, sedangkan tenaga listrik diperoleh dari PLTA dan generator cadangan.

5. Penyediaan Air.

   Penyediaan Air dipenuhi dari air yang terdapat disekitarnya.

6. Tenaga Kerja

   Banten merupakan salah satu propinsi yang terletak sekitar propinsi Jawa Barat dengan kepadatan penduduk yang cukup tinggi, sehingga penyediaan tenaga kerja baik tenaga kasar, tenaga menengah, maupun tenaga ahli tidak menjadi masalah.

7. Kondisi Tanah dan Daerah.

   Kondisi tanah yang relatif luas dan merupakan tanah yang datar, kondisi iklim yang relatif stabil sepanjang tahun sangat menguntungkan. Disamping itu serang merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia sehingga telah terdapat pengaturan dan penanggulangan mengenai dampak lingkungan yang diharapkan dapat dilaksanakan dengan baik.

8. Kebijakan Pemerintah.

   Daerah Cilegon merupakan kawasan industri, sehingga faktor-faktor lain seperti kebijakan pemerintah dalam hal perizinan, faktor sosial serta perluasan pabrik sangat memungkinkan untuk berdirinya pabrik ini.

4.2 Tata Letak Pabrik

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

Dalam melakukan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai :

a. Mempermudah arus masuk dan keluar area pabrik
b. Proses pengolahan bahan baku menjadi produk lebih efisien.
c. Mempermudah penanggulangan bahaya yang mungkin terjadi seperti kebakaran, ledakan dan lain-lain.
d. Mencegah terjadinya polusi.
e. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan.
f. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan hasil yang maksimum.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

a. Pabrik *N-Propanol* ini merupakan pabrik yang dalam menentukan *lay out* dibatasi bangunan yang sudah ada.
b. Untuk mengantisipasi bertambahnya produksi diperlukan areal perluasan pabrik yang tidak jauh dari proses yang lama.
c. Faktor keamanan terutama bahaya kebakaran. Dalam perancangan *lay out* selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari bahan yang mudah meledak. Unit-unit yang ada dikelompokkan agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.
d. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya bangunan gedung, sedangkan jalannya proses dalam pabrik tidak dipengaruhi oleh perubahan musim.
e. Fasilitas untuk karyawan seperti masjid, kantin, parkir dan sebagainya diletakkan strategis sehingga tidak mengganggu jalannya proses.

f. Jarak antar pompa dan peralatan proses harus diperhitungkan agar tidak mengalami kesulitan dalam melakukan pemeliharaan dan perbaikan.
g. Disediakan tempat untuk pembersihan alat agar tidak mengganggu peralatan lain.
h. Jarak antar unit yang satu dengan yang lain diatur sehingga tidak saling mengganggu.
i. Alat kontrol supaya diletakkan pada posisi yang mudah diawasi operator.

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

a. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

   Daerah administrasi / perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

b. Daerah proses

   Merupakan daerah tempat dimana alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.

c. Daerah pergudangan umum, fasilitas karyawan, bengkel dan garasi.
d. Daerah utilitas

   Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan listrik dipusatkan.

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat, dan efisien. Pabrik *ini* akan didirikan di atas tanah seluas 100.000 m^2 yang meliputi :

- Bangunan pabrik dan perlengkapannya 50.000 m^2
- Areal perluasan 10.000 m^2

4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses

Dalam merancang *lay out* peralatan proses pada Pabrik *N-Proapnol* ini ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu :

a. Aliran bahan baku dan produk

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

b. Aliran udara

Aliran udara didalam dan sekitar area proses sangat penting untuk diperhatikan guna menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan penumpukan atau akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu perlu diperhatikan arah hembusan angin.

c. Cahaya

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

d. Lalu lintas pekerja

Kelancaran lalu lintas pekerja yang baik ditandai dengan keleluasaan para pekerja untuk mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, hal ini memudahkan bila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Disamping itu merupakan fungsi keamanan.

e. Pertimbangan ekonomi

Prinsip ekonomi mengacu pada penekanan biaya operasi terhadap tata letak peralatan pabrik, sehingga proses penyusunan lay out pabrik perlu dilakukan secara strategis dan optimal.

f. Jarak antar alat proses

Untuk alat yang mempunyai suhu dan tekanan yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan/ kebakaran pada alat-alat tertentu tidak membahayakan alat-alat proses lainnya. Dalam perancangan Pabrik *N-Propanol* ini *lay out* peralatan dapat dilihat pada halaman gambar.

g. Maintenance

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

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada.

Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan barhenti jika terjadi kerusakan.

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

a) *Over head* 1 x 1 tahun

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

b) Repairing

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

- Umur alat

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

- Bahan baku

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

4.4 Pelayanan Teknik (*Utilitas*)

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, steam listrik dan bahan bakar. Keberadaan unit ini sangat penting dan harus ada.

4.4.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik *N-Propanol* ini air yang digunakan berdasarkan air sungai yang terdekat dengan lokasi pabrik. Adapun pertimbangan dalam menggunakan air sungai adalah :

a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah jika dibandingkan dengan proses pengolahan sumber air yang lain.

Adapun air yang digunakan meliputi air pendingin, air proses, air umpan *boiler*, air sanitasi dan air untuk kebutuhan yang lainnya.

a. Air pendingin

   Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin. Hal ini dikarenakan faktor-faktor sebagai berikut:

   - Air mudah diperoleh dalam jumlah yang besar
   - Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
   - Dapat menyerap panas yang tinggi persatuan volume

- Tidak mudah menyusut secara berarti denga adanya perubahan temperatur dingin.

Air pendingin juga sebaiknya mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasinya maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- *Phosphat*, untuk mencegah timbulnya kerak
- Klorin, membunuh mikroorganisme
- Zat dispersan, mencegah terjadinya penggumpalan

b. Air umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan reboiler adalah :

- Zat yang menyebabkan korosi
  Korosi disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2, CO_3, H_2S yang masuk ke badan air.
- Zat yang menyebabkan kerak
  Pembentukan kerak disebabkan karena suhu tinggi dan kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Dan biasanya air yang diperoleh dari proses pemanasan bisa menyebabkan kerak pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar.

Adapun unit pengolahan air umpan boiler, meliputi:

a) Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, SO_4^{2-}, Cl^- dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler.

b) Unit *Deaerator*

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2. Gas terlebih dahulu dihilangkan karena dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin yang berufungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

c) Unit Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *Cooling Tower.* Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *Blown Down* di *Cooling Tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penyaring air.

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Adapun syarat air sanitasi meliputi :

a) Syarat Fisik

- Suhu dibawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa

- Tidak berbau

b) Syarat Kimia
   - Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
   - Tidak beracun

c) Syarat Bakteriologis
   - Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama bakteri yang pathogen

Dalam perancangan pabrik *N-Propanol* ini kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Adapun tahapan-tahapan proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

a. Penghisapan
   Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang secara langsung dimasukkan kedalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan (sanitasi)
   Kotoran kasar yang yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

c. Penyaringan (*screening*)
   Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran yang bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air. Maka pada sisi isap pompa dipasang saringan yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila saringan kotor.

d. Koagulasi
   Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau Aluminium Sulfat, yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang

mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur kedalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat ke dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

Perhitungan Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.1. Kebutuhan Air Pendingin

ALAT	KEB. AIR PENDINGIN (kg/jam)
Condenser 01	818.59
Condenser 02	12.968
Cooler 01	72.763
Cooler 02	86.336
Cooler 03	12.264
Itercooler 01	25.14
Itercooler 02	4.362
Intercooler 03	4.902
Intercooler 04	181
Condenser MD	159
Reaktor 01	20.000
TOTAL	**298.308**

Air pendingin yang telah digunakan dapat dimanfaatkan kembali setelah didinginkan dalam *Cooling Tower*. Selama operasi kemungkinan adanya kebocoran, maka perlu adanya *Make-up* air 20 %.

Maka *Make-up* air pendingin = 20 % x 298.308 kg/jam

= 59.661,6 kg/jam

b. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Untuk penyediaan steam pada pabrik *N-Propanol* ini harus dilakukan proses demineralisasi dan deaerasi untuk menghilangkan larutan dan asam yang merusak *steel* pada sistem serta melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air.

Tabel 4.2. Kebutuhan *Steam*

ALAT	STEAM (KG/JAM)
Heater -01	47
Heater -02	57
Heater -03	8
Heater -04	1
Kompressor -01	4.042
Kompressor -02	14.868
Kompressor -03	1.028
Kompressor -04	61
Kompressor -05	780
Vaporizer -01	319
Vaporizer -02	1.064
Reboiler	11.808
TOTAL	**34.082**

Air pembangkit *steam* 80 % dimanfaatkan kembali, maka *make-up* yang diperlukan 20 %

Maka *Steam* = 20 % x 34.082 kg/jam

= 6.816,4 kg/jam.

c. Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan = 150 ltr/hari

Jumlah Karyawan = 1000 orang

Kebutuhan air untuk karyawan = 6250 kg/jam

Diperkirakan kebutuhan air untuk:

Laboratorium = 20,833 kg/jam

Poliklinik = 20,833 kg/jam

Keperluan kantin, musholla & kebun = 666,67 kg/jam

Total kebutuhan air untuk kantor = 6958 kg/jam

Jumlah rumah = 30 rumah

Jumlah penghuni = 5 orang / rumah

Kebutuhan air = 0.400 m^3 / hari / orang

Total kebutuhan air untuk rumah tangga = 3042 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu = 163872.056 kg/jam

Diambil angka keamanan 10% = 0.1 x 163872.056 kg/jam

= 16.387,2056 kg/jam

Total kebutuhan = 180.259,261 kg/jam

4.4.2 Alat-alat yang digunakan dalam pengolahan dan pengadaan air

1. Pompa Utilitas (PU-01)

Kode : PU-01

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap sebanyak 180259,056 kg/j

Tipe : Mixed flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 793,681 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8,625 in
- Diameter Dalam : 7,981 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 50 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 8 in

Tenaga Motor : 19 Hp

2. Pompa Utilitas (PU-02)

Kode : PU-02

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju bak flokulator (FU) sebanyak 180259,056 kg/j

Tipe : Axial flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 793,681 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8,625 in
- Diameter Dalam : 7,981 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 50 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 8 in

Tenaga Motor : 3.5 Hp

3. Pompa Utilitas (PU-03)

Kode : PU-03

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju bak *Clarifier* (CF) sebanyak 180259,056 kg/jam

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 793,681 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8,625 in
- Diameter Dalam : 7,981 in
-
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 50 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 8 in

Tenaga Motor : 7.5 Hp

4. Pompa Utilitas (PU-04)

Kode : PU-04

Fungsi : Mengalirkan air dari bak *Clarifier* (CF) menuju bak saringan pasir (BU-02) sebanyak 180259,056 kg/jam

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 793,681 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8,625 in
- Diameter Dalam : 7,981 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 50 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 8 in

Tenaga Motor : 4,5 Hp

5. Pompa Utilitas (PU-05)

Kode : PU-05

Fungsi : Mengalirkan air bersih dari air pencuci bak saringan pasir (BU-02) menuju bak penampung air bersih (BU-03) sebanyak 180259,056 kg/jam

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 793,681 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8,625 in

- Diameter Dalam : 7,981 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 50 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 8 in

Tenaga Motor : 5 Hp

6. Pompa Utilitas (PU-06)

Kode : PU-06

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan ke bak penampung air untuk kantor dan rumah tangga, bak penampung air pendingin, bak air proses dan ke tangki pembangkit steam sebanyak 180259,056 kg/j.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 793,681 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8,625 in
- Diameter Dalam : 7,981 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 50 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 8 in

Tenaga Motor : 15.5 Hp

7. Pompa Utilitas (PU-07)

Kode : PU-07

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju pabrik sebanyak 93221,3346 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 410,4533 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 6,625 inch
- Diameter Dalam : 6,025 inch
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 28,9 ft^2
- *Nominal Pipe Size* : 6 inch

Tenaga Motor : 8 Hp

8. Pompa Utilitas (PU-08)

Kode : PU-08

Fungsi : Mengalirkan air pendingin bebas dari bak penampung menuju cooling tower untuk didinginkan sebanyak 93221,3346 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 410,4533 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 6,625 inch

- Diameter Dalam : 6,025 inch
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 28,9 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 6 inch

Tenaga Motor : 6 Hp

9. Pompa Utilitas (PU-09)

Kode : PU-09

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower untuk dimanfaatkan kembali sebagai pendingin sebanyak 74577,0677 kg/j.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 328,3626gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 6,625 inch
- Diameter Dalam : 6,025 inch
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 28,9 ft^2
- *Nominal Pipe Size* : 6 inch

Tenaga Motor : 6 Hp

10. Pompa Utilitas (PU-10)

Kode : PU-10

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion menuju

tangki kation sebanyak 10650,7212 kg/j

Tipe : *Radial Flow*

Jumlah : 1 buahBahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 46,8951 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 2,88 in
- Diameter Dalam : 2,469 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 4,79 in^2
- *Nominal Pipe Size* : 2,5 in

Tenaga Motor : 2 Hp

11. Pompa Utilitas (PU-11)

Kode : PU-11

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki deaerator sebanyak 10650,7212 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 46,8951 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 2,88 in
- Diameter Dalam : 2,469 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 4,79 ft^2

- *Nominal Pipe Size* : 2,5 in

Tenaga Motor : 1 Hp

12. Pompa Utilitas (PU-12)

Kode : PU-12

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 10650,7212 kg/j

Tipe : *Radial Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 46,8951 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 4,79 ft^2
- *Nominal Pipe Size* : 2 in

Tenaga Motor : 1,1 Hp

13. Pompa Utilitas (PU-13)

Kode : PU-13

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki tangki umpan boiler menuju boiler sebanyak 10650,7212 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 46,8951 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 4,79ft^2
- *Nominal Pipe Size* : 2 in

Tenaga Motor : 1 Hp

14. Pompa Utilitas (PU-14)

Kode : PU-14

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki larutan kaporit menuju bak air kantor dan rumah tangga sebanyak 1291.6667 kg/jam.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 5.6870 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1.05 in
- Diameter Dalam : 0.824 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.534 ft^2
- *Nominal Pipe Size* : 0.75 in

Tenaga Motor : 0.083 Hp

15. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Kode : BU-01

Fungsi : Menampung air yang berasal dari air sungai dan mengendapkan kotoran-kotoran kasar yang terbawa dalam air dengan waktu tinggal 4 jam.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 865,2445 m^3

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

Panjang : 20,7996 m

Lebar : 10,3998 m

Tinggi : 4 m

16. Bak Flokulator (FU)

Kode : FU

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 216,3111 m^3

Dimensi

- Diameter : 6,5073 m
- Tinggi : 6,5073 m
- Jenis Pengaduk : *Marine Propeler 3 Blade*
- Power Pengaduk : 10 Hp

17. Bak Saringan Pasir (BU-02)

Kode : BU-02

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang belum terendapkan di Clarifier.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 1,9879 m^3

Dimensi

- Panjang : 2,2171 m
- Lebar : 2,2171 m
- Tinggi : 0,4044 m
- Tinggi lapisan Pasir : 0.3370 m

18. Bak *Clarifier* (CF)

Kode : CF

Fungsi : Mengendapkan gumpalan -gumpalan kotoran dari bak koagulasi

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 216,3111 m^3

Dimensi

- Diameter : 6,5073 m
- Tinggi : 8,6764 m

19. Bak Penampung Air Bersih (BU-03)

Kode : BU-03

Fungsi : Menampung air yang keluar dari bak saringan

pasir untuk dialirkan ke tangki demineralisasi, bak chlorinasi dan dialirkan sebagai air pendingin serta air proses.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang
Jumlah : 1 buah
Volume : 432,6222 m^3
Bahan : Beton Bertulang
Dimensi
- Panjang : 14,7075 m
- Lebar : 7,3538 m
- Tinggi : 4 m

20. Bak Penampung Air Kantor (BU-04)

Kode : BU-04
Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
Jenis : Bak Empat Persegi Panjang
Jumlah : 1 buah
Volume : 144 m^3
Bahan : Beton Bertulang
Dimensi
- Panjang : 9,978 m
- Lebar : 4,8990 m
- Tinggi : 4 m

23. *Blower Cooling Tower* (BCTU)

Kode : BCTU

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan Udara : 11.976,8707 ft^3/min

24. Tangki *Kation Exchanger* (KEU)

Kode : KEU

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

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 1,5492 m^3

Dimensi

- Diameter : 2.6577 m
- Tinggi : 1,0536 m
- Tebal Tangki : 0,0039 m

25.Tangki *Anion Exchanger* (AEU)

Kode : AEU

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air dengan cara mengikat ion dengan zeolit (kotion exchanger dan R-NH2 (anion exchanger)

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 2,2132 m^3

Dimensi

- Diameter : 1,3601 m

- Tinggi : 1,524 m
- Tebal Tangki : 0.0041 m

26. Tangki Deaerator (DAU)

Kode : DAU

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air pembangkit steam untuk mencegah terjadinya korosi.

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 51,1235 m^3

Dimensi

- Diameter : 4,0233 m
- Tinggi : 4,0233 m
- Jenis Pengaduk : *Marine Propeler 3 Blade*
- Power Pengaduk : 5 Hp

27. Tangki Umpan *Boiler*

Kode : TU-01

Fungsi : Menampung Umpan *Boiler* sebanyak 10650,7212 kg/j

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 25,5617 m^3

Dimensi

- Diameter : 3,1933 m
- Tinggi : 3,1933 m

28. Tangki Penampung Kondensat

Kode :: TU-03

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

Jenis :: Tangki Silinder Tegak

Jumlah :: 1 buah

Volume :: 65,438 m^3

Dimensi

- Diameter : 4,3684 m
- Tinggi : 4,3684 m

29. Tangki Larutan Kaporit

Kode : TU-04

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

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 1,3935 m^3

Dimensi

- Diameter : 1,2108 m
- Tinggi : 1,2108 m

30. Tangki Desinfektan

Kode : TU-05

Fungsi : Tempat klorinasi dengan maksud membunuh bakteri yang selanjutnya dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 12 m^3

Dimensi

- Diameter : 2,2848 m
- Tinggi : 2,2848 m

31. Tangki Larutan NaCl

Kode : TU-06

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 2,6814 m^3

Dimensi

- Diameter : 1,5060 m
- Tinggi : 1,5060 m

32. Tangki Pelarut NaOH

Kode : TU-07

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 1,0640 m^3

Dimensi

- Diameter : 1,1067 m
- Tinggi : 1,106 m

33. Tangki Pelarut Na_2SO_4

Kode : TU-08

Fungsi : Melarutkan Na_2SO_4 yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 6,9713 m^3

Dimensi

- Diameter : 2,0708 m
- Tinggi : 2,0708 m

34. Tangki Pelarut N_2H_4

Kode : TU-09

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi *anion exchanger.*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 6,9713 m^3

Dimensi

- Diameter : 2,0708 m
- Tinggi : 2,0708 m

35. *Boiler*

Kode : *Boiler*

Fungsi : Memproduksi *steam* jenuh pada suhu 249°F dan tekanan 14,7 psi

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Effisiensi Penguapan : 80 %

Panas yang dibutuhkan : 22447843,4 Btu/jam

Panas yang diberikan : 28059804,51 Btu /jam

Kebutuhan *Steam* : 10650,2 kg/jam

Kebutuhan Bahan Bakar : 692,7 lt/jam

36. Tangki Bahan Bakar

Kode : TU-10

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 6 hari sebagai bahan bakar *boiler.*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 116,37 m^3

Dimensi

- Diameter : 5,2925 m
- Tinggi : 5,2025 m

4.4.3 Pengadaan Tenaga Listrik

Unit ini ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik. Pemenuhan kebutuhan listrik di penuhi oleh PLN dan sebagai cadangan adalah generator untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik yaitu berdasarkan pertimbangan.

- Tenaga listrik yang di hasilkan cukup besar

- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan *transformator*

Adapun kebutuhan listrik untuk pabrik ini meliputi :

a. Kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor di dalam proses dan utilitas **Tabel 4.3. Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan Motor di dalam Proses**

a. Peralatan proses

Kode alat	Nama alat	Jumlah	Power (Hp)	Total Power (Hp)
P-1	Pompa	1	0,37	0,37
P-2	Pompa	1	0,45	0,45
P-3	Pompa	1	0,50	0,5
P-4	Pompa	1	0,75	0,75
P-5	Pompa	1	0,06	0,06
R-01	REAKTOR	1	300	300
R-02	REAKTOR	1	300	300
C-01	kompressor	1	54,26	54,25523804
C-02	kompressor	1	102,58114	102,5811401
C-03	kompressor	1	9,8182824	9,81828243
C-04	kompressor	1	84,365836	84,36583595
C-05	kompressor	1	6,5688189	6,568818875
Total			**859,71932**	**859,7193154**

b. Peralatan Utilitas

Kode alat	Nama alat	Jumlah	Power (Hp)	Total Power (Hp)
P-1	Pompa	1	19	19
P-2	Pompa	1	3,5	3,5
P-3	Pompa	1	7,5	7,5
P-4	Pompa	1	4,5	4,5
P-5	Pompa	1	5	5
P-6	Pompa	1	15,5	15,5
P-7	Pompa	1	8	8
P-8	Pompa	1	6	6
P-9	Pompa	1	6	6
P-10	Pompa	1	2	2
P-11	Pompa	1	1	1
P-12	Pompa	1	1	1
P-13	Pompa	1	1	1
P-14	Pompa	1	12	12
FL-01	Flokulator	1	10	10
BL-01	Blower	1	33	33
DE-01	Deaerator	1	5	5
Total			**140**	**140**

Kebutuhan total listrik untuk menggerakkan motor

Kebutuhan Total Listrik = Total (a) + Total (b)

= 1000 Hp

Over design 20 % = 1,2 x Kebutuhan Total Listrik

= 1,2 x 1000 Hp
= 1200 Hp

b. Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan alat kontrol dan penerangan.

- Untuk alat kontrol diperkirakan 40 % dari kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor

  Kebutuhan Listrik = 0,4 x 1200 Hp
  = 480 Hp

- Untuk penerangan diperkirakan 50 % dari kebutuhan untuk menggerakkan motor

  Kebutuhan Listrik = 0,5 x 1200 Hp
  = 600 Hp

Total Kebutuhan Listrik =((1200 + 480)Hp) x 0,7457 Kw/Hp
= 1252 Kwatt

Listrik sebesar ini dipenuhi oleh PLN sebesar 434,7 Kwatt apabila terjadi pemadaman di gunakan 1 Generator cadangan berkekuatan 600 Hp dengan bahan bakar *Industrial Diesel Oil* (IDO) sehingga kebutuhan bahan bakar IDO di hitung sebagai berikut :

Effisiensi 80 % dari kebutuhan listrik total.

Effisiensi Generator 80 % = 1566 Kwatt

Kebutuhan bahan bakar untuk Generator Listrik :

$$= \frac{745.0087 Kwatt x \left(\frac{1 Btu/jam}{0{,}00029307 Kwatt} \right)}{250000 Btu/gal}$$

pendingin, dan turun terpencar melalui kisi-kisi sehingga suhunya turun.

c. Kolam Pembiakkan (*Seeding Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk membiakkan bakteri yang akan bekerja dalam kolam *anaerobik*. Isi *pond* ini sekitar 350 m^3 dan berisikan bakteri dengan kadar tinggi. Sewaktu-waktu diberi limbah Unit N-Propanol sebagai makanannya, dan pada waktu tertentu sebagian diisikan kedalam kolam *anaerobik* dengan cara *overflow*.

Tidak seluruhnya limbah melakukan *Seeding Pond*. Bakteri dalam *Seeding Pond* hidup apabila terlihat adanya gelembung gas metan yang timbul. pH dijaga selalu lebih kecil dari 6,5 - 6,8 dengan penambahan kapur / soda ash.

d. Kolam Anaerobik (*Anaerobic Pond*)

Pengolahan limbah Unit N-Propanol yang terutama terjadi di kolam ini, dimana lemak diubah menjadi gas metan. Kolam *anaerobik* ini dapat menampung air limbah pengolahan selama 60 hari (lemak diubah menjadi asam organik dan selanjutnya asam organik ini diubah menjadi gas metan) oleh bakteri *anaerobik* pembentukan metan. Untuk lebih mengaktifkan reaksi pembentukan metan maka cairan dalam kolam *anaerobik* belakang harus dipompakan secara terus-menerus setiap hari ke kolam *anaerobik* di muka. Apabila bakteri di dalam kolam ini kurang aktif, maka diambil bakteri aktif dari *Seeding Pond*, yang secara *overflow* bakteri aktif mengalir ke dalam kolam *anaerobik*, pH di dalam kolam ini dijaga minimal 6.

e. Kolam Aerasi (*Aeration Pond*)

Kolam aerasi ditujukan untuk memperkaya cairan limbah dengan oksigen dan membunuh bakteri anaerob dengan cara menyebarkan cairan ke udara dengan menggunakan aerator, atau dengan memasukkan udara ke dalam cairan dengan menggunakan kompressor. Aerator ataupun kompresor harus berjalan terus menerus.

f. Kolam Pengendapan *(Settling Pond)*

Kolam ini ditujukan untuk mengendapakan zat-zat padat yang dikandung cairan yang berasal dari kolam aerobik. Kolam pengendapan dapat menampung cairan limbah selama 15 hari olahan. Apabila terjadi pendangkalan karena pengendapan zat-zat padat maka dilakukan pembersihan / pengurasan.

g. Kolam Aerobik *(Aerobic Pond)*

Kolam ini ditujukan untuk memberikan kesempatan cairan dari kolam pengendapan untuk menyerap lebih banyak oksigen dari udara. Kolam ini dapat menampung limbah untuk 15 hari olahan. Kolam ini merupakan kolam terakhir dalam proses penanganan air limbah Unit AH Unibon. Dari kolam ini limbah yang telah diolah tadi dapat dialirkan ke lahan aplikasi atau *overflow* kolam ini dapat dibuang ke sungai.

4.4.5 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan, baik limbah gas maupun limbah cair. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan

penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas pokok laboratorium antara lain :

a. Memeriksa bahan baku yang akan digunakan
b. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
c. Melakukan kontrol dan analisa terhadap jalannya proses produksi yang ada kaitannya dengan tingkat pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair maupun limbah padat yang dihasilkan unit-unit produksi.
d. Melakukan analisa dan kontrol terhadap mutu air proses, air pendingin, air umpan *boiler*, *steam* dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi. Dengan demikian sangat diperlukan koordinasi dan kerjasama yang baik antar bagian laboratorium dengan unit utilitas dan unit produksi.

4.5 ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu pabrik memerlukan suatu organisasi dimana dapat menunjang dan melancarkan operasi serta menunjang kemajuan dari pabrik itu sendiri. Organisasi perusahaan dibuat untuk memperjelas garis komando, sistem kerja, pembagian tugas, wewenang dan tanggung jawab sehingga semua dapat secara bersama-sama mendukung kemajuan pabrik. Pemilihan pola manajemen yang tepat menjadi sangat penting, terutama berkaitan dengan efektifitas dan efisiensi kerja yang merupakan salah satu faktor dalam memenangkan persaingan, apalagi dalam era perdagangan bebas yang menjadikan persaingan menjadi cukup ketat.

Pabrik N-Propanol ini direncanakan akan dikelola oleh suatu badan usaha yang berbentuk perseroan terbatas (PT). Dengan berbentuk perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan rapat umum pemegang saham (RUPS), yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahan sehari-hari. Keuntungan memilih bentuk perseroan terbatas adalah :

1. Pemilik modal hanya bertanggung jawab terhadap sejumlah modal yang disetornya.

2. Campur tangan pemilik modal tidak terlalu besar, sehingga memberi kesempatan manajemen melakukan terobosan-terobosan demi kemajuan perusahaan.
3. Dapat mengumpulkan modal yang lebih besar dari publik.
4. Kepercayaan yang lebih besar dari publik, rekanan maupun pemerintah.

Perkembangan yang terjadi saat ini, banyak perusahaan besar yang mulai menggunakan sistem manajemen bentuk mendatar (*flat*), karena manajemen dengan rantai panjang memungkinkan perusahaan lama dalam mengambil keputusan, sehingga dengan sistem *flat* garis komando lebih pendek dam memangkas jalur-jalur komando yang tidak efisien, oleh karena itu perusahaan ini juga mengarah pada manajemen *flat*.

4.5.1 Struktur Organisasi

Salah satu factor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Hal ini disebabkan oleh kelancaran perusahaan berhubungan dengan komunitas yang terjadi didalamnya.

Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan jelas
- Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada hal-hal tersebut, maka akan diperoleh struktur organisasi yang baik, yang salah satunya yaitu *System line and staff* . pada system ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis dan ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam system organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Produksi dan Manajer Umum. Manajer Produksi membawahi bagian teknik dan operasi sedangkan Manajer Umum membawahi kelancaran dan pemasaran. Manajer membawahi kepala bagian dan kepala bagian akan membawahi kepala seksi. Kepala seksi ini akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen.

- Mengatur kembali langkah kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.5.2 Tugas Dan Wewenang

4.5.2.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perushaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentu Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwewenang untuk :

a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.5.2.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi :

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.

b. Mengawasi tugas-tugas Direktur.

c. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting

4.5.2.3 Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi Manajer Produksi dan Manajer Umum.

Tugas Direktur meliputi :

a. melaksanakan kebijakan perusahaan dan mepertanggungjawab kan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.

B Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.

c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Pemegang Saham.

d. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi dan Manajer Umum.

4.5.2.4 Direktur produksi dan keuangan

Direktur merupakan tenaga yang membantu Direktur utama di dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur. Manajer dibagi menjadi dua bagian yaitu :

a. Direktur Teknik dan Produksi, tugasnya :
   - Bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam bidang operasi dan teknik.
   - Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Direktur Administrasi dan Keuangan, tugasnya :
   - Bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
   - Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.5.2.5 Staf Ahli

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, administrasi, maupun hukum. Staf

ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas Staf Ahli meliputi :

a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.

b. Mengadakan evaluasi di bidang teknik dan ekonomi perusahaan.

c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.5.2.6 Kepala Bagian

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

4.5.2.7 Kepala Bagian Operasi

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Operasi membawahi :

a. Seksi Produksi dan Utilitas

Tugasnya meliputi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwewenang.

- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

b. Seksi Teknikal

Tugasnya meliputi :

- Pengendalian operasi pabrik sehingga dicapai produksi sesuai dengan yang dikehendaki.
- Bekerja sama dengan Seksi Produksi dan Utilitas dalam menangani gangguan yang mungkin terjadi.

c. Seksi Laboratorium

Tugasnya meliputi :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk.
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

4.5.2.8 Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi. Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a. Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugasnya meliputi :

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

b. Seksi Pengadaan Peralatan

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti / peralatan baru yang akan digunakan.

4.5.2.9 Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugasnya meliputi :

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.

- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b. Seksi Pengolahan Limbah

Tugasnya meliputi :

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan perusahaan
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4.5.2.10 Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) membawahi :

a. Seksi Penelitian

Tugasnya meliputi :

- Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektifitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b. Seksi Pengembangan

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

4.5.2.11 Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a. Seksi Pembelian

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b. Seksi Pemasaran

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

4.5.2.12 Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

a. Seksi Administrasi

Tugasnya meliputi :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b. Seksi Kas

Tugasnya meliputi :

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

4.5.2.13 Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a. Seksi Personalia

Tugasnya meliputi :

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

b. Seksi Humas

Tugasnya meliputi :

- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

c. Seksi Keamanan dan Ketertiban

Tugasnya meliputi :

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

4.5.2.14 Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.5.3. Status Karyawan Dan Sistem Penggajian

Pada pabrik asam formiat dan methanol ini, system penggajian karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

4.5.3.1. Status Karyawan

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan, diterima, dipekerjakan dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan untuk jangka waktu yang tidak terbatas.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas, hubungan kerja diatur dalam suatu perjanjian,

dengan berpedoman pada Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER 02/MEN/1993. Hak-hak karyawan kontrak dapat disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan dalam kontrak tersebut.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerjaan harian yang bersifat insidentil / sewaktu-waktu dan tidak terus-menerus, maksimal selama 3 bulan disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan didalam kontrak yang dimaksud.

4.3.2. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik N-Propanol beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shutdown*. Sedangkan pembagian kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu :

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan *non-shift* adalah manajer, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, bagian administrasi, personalia dan umum. Karyawan *non-shift* dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam Kerja :

- Hari Senin-Jumat : jam 08.15 – 16.15

  Dengan waktu istirahat :12.00 – 13.00

- Hari Sabtu : jam 08.15 – 13.00
- Untuk hari Minggu libur

b. Karyawan *Shift / Ploog*

Karyawan *shift* adalh karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian seksi proses, sebagian seksi laboratorium, sebagian seksi pemeliharaan, sebagian seksi utilitas, sebagian karyawan K3 dan lingkungan serta seksi keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Karyawan produksi dan teknik :

- Shift Pagi : jam 07.00 – 15.00
- Shift Siang : jam 15.00 – 23.00
- Shift Malam : jam 23.00 – 07.00

Karyawan Keamanan

- Shift Pagi : jam 06.00 – 14.00
- Shift Siang : jam 14.00 – 22.00

- Shift Malam : jam 22.00 – 06.00

Tabel 4.4. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu Shift

Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L
2	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P
3	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
4	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M

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

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh factor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

4.5.3.3. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Jabatan dan Prasyarat

Tabel 4.5. Jabatan dan Prasyarat

JABATAN	PRASYARAT
Direktur	Sarjana
Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Manajer Umum	Sarjana Ekonomi
Staf Ahli	Sarjana
Kepala Bagian Operasi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Bagian K3	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
Ka.Bagian Keuangan&Adm	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Ka.Bagian Personalia&Umum	Sarjana FISIP
Kepala Seksi	Sarjana
Kepala Regu	Sarjana Muda
Foreman	STM/SMU sederajat
Operator	STM/SMU sederajat
Sekretaris	Akademi Sekretaris

Medis	Dokter
Keamanan	SMU sederajat
Sopir, pesuruh, cleaning service	SMP / SMU

b. Jumlah karyawan dan Gaji

Tabel 4.6. Jumlah karyawan dan Gaji

JABATAN	JUMLAH	GAJI/ORANG/BULAN
Direktur	1	Rp. 15.000.000,-
Manajer	2	Rp. 9.000.000,
Kepala Bagian	5	Rp. 6.000.000,
Kepala Seksi	12	Rp. 5.000.000,
Sekretaris	3	Rp. 1.500.000,
Medis	2	Rp. 2.500.000,
Operator	40	Rp. 1.500.000,
Karyawan Staft	36	Rp. 1.000.000,
Satpam	6	Rp. 900.000,
Sopir	3	Rp. 750.000,
Pesuruh	5	Rp. 500.000,

4.5.3.4. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan
   a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
   b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
   c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
2. Cuti
   a. Cuti tahunan yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
   b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
3. Pakaian Kerja

   Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.
4. Pengobatan
   a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
   b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

   ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 perbulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain :

a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
c. Sarana peribadatan seperti masjid.
d. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet, safety shoes* dan kacamata serta terscdia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.6. Manajemen Produksi

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

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolok ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kea rah yang sesuai.

4.6.1. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal

dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedang faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

   Dapat dibagi dua kemungkinan :

   - Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
   - Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

   Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

   - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
   - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
   - Mencari daerah pemasaran lain.

2. Kemampuan Pabrik

   Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain

   a. Material (bahan baku)

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

b. Manusia (tenaga kerja)

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

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

4.6.2. Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian kualitas

Penyimpanan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpanan dapat diketahui dari hasil monitor / analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian kuantitas

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

3. Pengendalian waktu

   Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian bahan proses

   Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

4.5 EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhnan modal investasi,besarnya laba yang diperoleh,lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

4.5.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga perlatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit,sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan teknik kimia pada tahun tersebut.

Harga indeks tahun 2008 diperkirakan secar garis dengan menggunakan data indeks dari tahun 1954 sampai 2001:

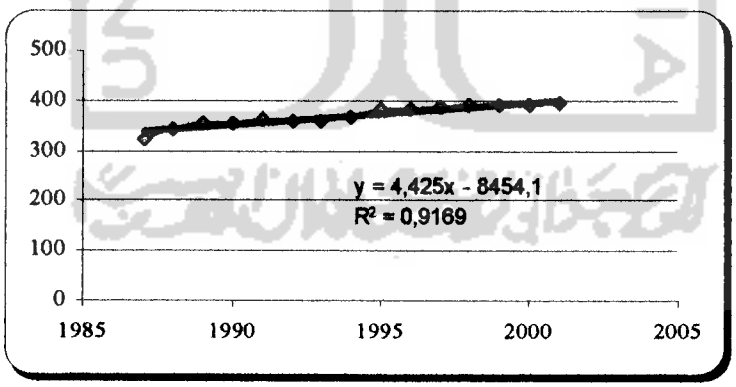
HARGA INDEKS

(Harga indeks didapat dari *Chemical Engineering Progress " Arries Newton & Peter Timmerhaus,1990"*) Dicari dengan persamaam regresi linier:

Tabel 4.5.1.a Perkembangan Indeks Harga

Tahun	X(Tahun)	Y (indeks)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	**4**	**356**
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2
1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	391,4
2001	15	394,3

Grafik 4.5.1 Grafik Indeks Harga



Indeks tahun 1954 (*Aries & Newton*) : 1954 = 86,1

Persamaan yang diperoleh adalah :

Y=4,425 x –8454,1.....(1)

Dimana : x = tahun

Y = indeks harga

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka harga indeks pada tahun perancangan yaiutu pada tahun 2010 dapat diperoleh yaitu :

Y = 4,425 (2010) – 8454,1

= 440,150

Tabel 4.5.1.b Perkembangan Indeks Harga

Tahun	Indeks
2004	413,600
2005	418,025
2006	422,450
2007	426,875
2008	431,300
2009	435,725
2010	440,150

harga pada tahun 2010 dapat dicari sebagai berikut :

$$Ex = Ey\frac{Nx}{Ny}$$

Dimana : Ex = Harga Alat pada tahun x

Ey = Harga alta pada tahun y

Nx = Index harga pada tahun x

Ny = Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea\ [Cb/Ca]^{0.6}$$

Dimana : Ea = Harga alat a
Eb = Harga alat b
Ca = Kapasitas alat a
Cb = Kapasitas alat b

4.5.2 Dasar Perhitungan

a. *Capital Investment*

Cavital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. Capital Investment terdiri atas :

- *Fixed Capital Investment*
  Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya
- *Working Capital Investment*
  Working Capital Investment adalah biaya yang diperluakn untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost terdiri dari *direct, indirect dan fixed Manufacturing Cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- *Direct Manufacturing Cost*
  Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk
- *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik

- *Fixed Manufacturing Cost*

  Fixed Manufacturing Cost adalah harga yang berkenaan dengan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap dan tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi.

c. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum yang meliputi pangeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.3 Analisa Kelayakan

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

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

a. *Percent Return of Investment (ROI)*

ROI adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan atas kecepatan pengembalian modal tetap yang telah diinvestasikan.

$$ROI = \frac{Keuntungan}{FixedCapital} x100\%$$

b. *Pay Out Time (POT)*

POT adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperluakn untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi. $POT = \frac{FixedCapitalInvestment}{(KeuntunganTahunan + Depresiasi)}$

c. *Break Event Point (BEP)*

BEP adalah titik impas dimana harga penjualan sama dengan total cost (tidak mempunyai keuntungan)

$$BEP = \frac{(Fa + 0{,}3Ra)}{(Sa - Va - 0{,}7Ra)} x100\%$$

Dalam hal ini :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Ragulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variabel Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual sales Value* pada produksi maksimum

d. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah persentase minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam satu tahun, sehingga dapat dipahami bahwa apabila pabrik tidak mampu mencapai persentase minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus di shut down.

$$SDP = \frac{(0{,}3Ra)}{(Sa - Va - 0{,}7Ra)} x100\%$$

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan *Discounted Cash Flow* merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun selama umur ekonomi. *Rate of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada pabrik selama umur pabrik.

4.5.4 Perhitungan Biaya

Dasar perhitungan :

1. Kapasitas Produksi = 30.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi = 330 hari
3. Umur pabrik = 10 tahun
4. Pabrik didirikan pada tahun = 2010
5. Indeks harga 2010 = 440,150
6. Upah buruh asing = US$ 20/man hour
7. Upah buruh Indonesia = Rp 20.000,-/man hour

1. *Total Capital Investment*

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

Total Capital investment terdiri dari :

a. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, meliputi :

1. *Purchased Equipment Cost*
2. *Equipment Installation*

3. *Piping*
4. *Instrumentation*
5. *Insulation*
6. *Electrical*
7. *Building*
8. *Land and Yard Improvement*
9. *Utility*
10. *Engineering and Construction*
11. *Contractor fee*
12. *Contigency*

Physical Plant Cost (PPC) = 1 + 2 +...+ 8 + 9

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + 10

Fixed Capital Investment (FCI) = DPC + 11 + 1

Tabel 4.5.4.a *Physical Plant Cost* (PPC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Alat sampai ditempat	530.713	443.030.165
2	Instalasi	58.148	420.878.657
3	Pemipaan	234.668	486.640.987
4	Instrumentasi	56.071	39.457.374
5	Isolasi	14.998	65.762.290
6	Listrik	37.842	52.609.832
7	Bangunan		25.000.000.000
8	Tanah dan Perbaikan		55.000.000.000
9	*Utilitas*	4.454.484	486.972.772
Total		**5.433.073**	**81.992.352.036**

Tabel 4.9. Direct Plant Cost (DPC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	PPC	5.443.073	81.992.352.036
2	*Engineering and Construction*	92.298	
Total		**5.525.371**	**81.992.352.036**

Tabel 4.10. Fixed Capital Investment (FCI)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	DPC	5.525.371	81.992.036
2	*Constactor's fee*	331.552	4.919.721.122
3	*Contingency*	55.537	8.199.535.204
Total		**6.409.431**	**95.114.608.362**

b. Working Capital Investment

Working capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu, meliputi :

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extended Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 4.11 *Working Capital* (WC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Raw material inventory*		15.365.910.081
2	*In process inventory*	5.470	306.532.812
3	*Product inventory*	328.190	18.391.968.709
4	*Extendad credit*	2.187.500	4.800.000.015
5	*Available cash*	300.841	16.859.304.650
Total		**9.231.431**	**135.561771.195**

2. *Total Production Cost*

a. *Manufacturing Costs*

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct, indirect,* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

1) *Direct Manufacturing Cost* (DMC), adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.
   Direct Manufacturing Cost meliputi :
   a) *Raw material*
   b) *Labor cost*
   c) *Supervisor*
   d) *Maintenance cost*
   e) *Plant supplies*
   f) *Royalties and patent*
   g) *Utilitas*

Tabel 4.12 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Raw material*		171.039.425.569
2	*Labor cost*		1.620.000.000
3	*Supervisor*		162.000.000
4	*Maintenance cost*	979.032	9.398.708.472
5	*Plant suplies*	146.855	1.409.806.271
6	*Royalties and patent*	262.500	576.000.002
7	*Utilitas*	75.975	1.645.816.387
Total		**1.464.362**	**185.851.756.701**

2) *Indirect Manufacturing Cost* (IMC), adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasional pabrik.

Indirect Manufacturing Cost meliputi :

a) Payroll overhead

b) Laboratory

c) Plant overhead

d) Packaging and shipping

Tabel 4.13. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Payroll overhead		243.000.000
2	Laboratory		162.000.000
3	Plant overhead		810.000.000
4	Packaging and shipping	1.312.500	2.880.000.009
Total		**1.312.500**	**16.695.000.050**

3) *Fixed Manufacturing Cost* (FMC), adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi. *Fixed Manufacturing Cost* meliputi :

a) Depresiasi

b) Property tax

c) Insurance

Tabel 4.14 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Depresiasi*	640.943	9.511.460.836
2	*Property tax*	128.189	1.902.292.167
3	*Insurance*	64.094	951.146.084
Total		**833.226**	**12.364.899.087**

Tabel 4.15. *Manufacturing Cost* (MC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Direct Manufacturing Cost*	1.464.362	185.851.756.701
2	*Indirect Manufacturing Cost*	1.312.500	16.695.000.050
3	*Fixed Manufacturing Cost*	833.226	12.364.899.087
Total		**4,155,102**	**309.576.207.887**

b. General expense

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

1) Administration

2) Sales expense

3) Research

4) Finance

Tabel 4.16 *General Expense*

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Administration*	525.000	1.152.000.004
2	*Sales expense*	1.050.000	2.304.000.007
3	*Research*	787.500	1.728.000.006
4	*Finance*	369.257	5.422.470.848
Total		**2.731.757**	**10.606.470.864**

Tabel 4.17 *Total Product Cost*

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Manufacturing Cost*	4,155,102	309.576.207.887
2	*General Expense*	2.731.757	10.606.470.864
Total		**6.341.845**	**212.918126.661**

3. Analisa Kelayakan

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

a. *Percent Return on Investment* (ROI)

Return On Investment adalah kecepatan pengembalian modal investasi, dinyatakan dalam persentase terhadap modal tetap.

$$ROI = \frac{Profit}{FixedCapitalInvestment} x100\%$$

...(4.6)

Batasan minimum ROI setelah pajak untuk Industri Kimia adalah untuk *low risk* 11% dan *high risk* 44%.

Profit = Sales Price – Total Product Cost

...(4.7)

Pajak = 50%

$Profit_{before\ taxes}$ = Rp. 35.800.161.735,-

Batasan maksimum POT setelah pajak untuk industri kimia *Low risk* 5 tahun dan *High risk* 2 tahun.

c. *Break Event Point* (BEP)

Break Event Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat sales value sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi diatas BEP. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} x100\% \qquad ...(4.9)$$

Dimana :

Fa : Fixed manufacturing cost Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost Sa : Sales price

Fixed Cost (Fa) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang tidak terpengaruh produksi atau tidak berproduksi.

Variabel Cost (Va) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi.

Ragulated Cost (Ra) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proporsional dengan kapasitas produksi.

Biaya-biaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

Tabel 4.18. *Fixed Cost* (Fa)

No	Komponen)	Rp
1	*Depreciation*	15.664.514.121
2	*Property taxes*	3.132.902.824
3	*Insurance*	1.566.451.412
	Total	**20.363.868.357**

Tabel 4.19. *Variable Cost* (Va)

No	Komponen	Rp
1	*Raw material*	171.039.425.569
2	*Packaging and shipping*	15.480.000.050
3	*Utilitas*	2.375.175.421
4	*Royalties*	3.096.000.010
	Total	**191.990.601.049**

Tabel 4.20. *Regulated Cost* (Ra)

No	Komponen	Rp
1	*Labor*	1.620.000.000
2	*Plant Overhead*	810.000.000
3	*Supervisor*	162.000.000
4	*Laboratory*	162.000.000

5	*Administration*	6.192.000.060
6	*Finance*	8.967.340.273
7	*Sales expense*	12.384.000.040
8	*Research*	9.288.000.030
9	*Maintenance*	18.797.416.945
10	*Plant supplies*	2.819.612.542
Total		**61.202.369.849**

BEP = 51,79 %

d. *Shut Down Point* (SDP)

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

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} x100\% \quad ...(4.10)$$

SDP = 24,56 %

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

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

Dihitung dengan persamaan :

$(FC+WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1}+(1+i)^{n-2}+...+(1+i)+1]+SV+WC$ ...(4.11)

R = S

Dimana :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value* (nilai tanah)

CF = *Annual Cash Flow* (*profit after taxes* + depresiasi + *finance)*

i = *Discounted cash flow rate*

n = Umur pabrik (tahun)

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value = Rp. 50.000.000.000,-

Cash flow = *Profit after taxes* + Depresiasi + *Finance*

= Rp 42.531.935.262,-

Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and error,*

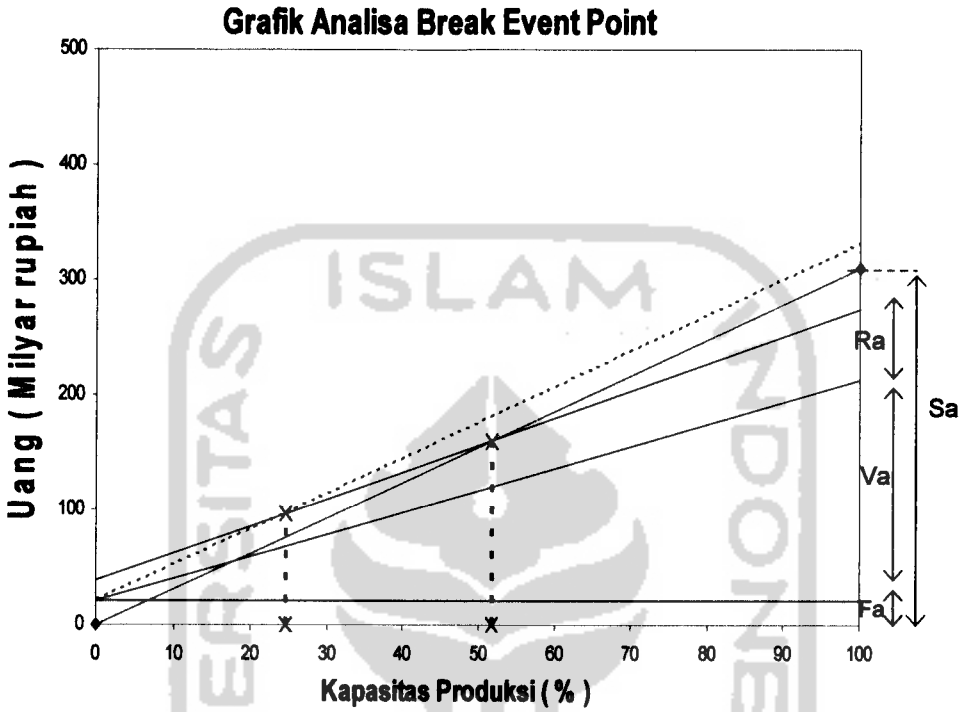
R = S

Rp 1.062.034.867.677,- = Rp1.062.034.867.677,-

R – S = 0

dari *trial and error* diperoleh harga i = 0,2783

sehingga DCFR = 27,83 %


Grafik Analisa Break Event Point
Uang (Milyar rupiah)
500
400
300
200
100
0
0
10
20
30
40
50
60
70
80
90
100
Kapasitas Produksi (%)
Ra
Sa
Va
Fa

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik N-Propanol ini mempunyai kapasitas 30.000 ton/tahun dan digolongkan pabrik beresiko rendah berdasarkan kondisi operasi yang digunakan, pemilihan bahan baku, serta kindisi sosio kultural letak pendirian pabrik.

Berdasarkan evaluasi secara keseluruhan khususnya di bidang ekonomi maka dapat di ambil kesimpulan sebagai berikut :

a. Keuntungan yang diperoleh :

   Sebelum pajak Rp 35.800.161.735

   Sesudah pajak Rp 17.900.080.868

   Return of Investment (ROI) :

   - Sebelum pajak 22,85 %
   - Sesudah pajak 11,43 %

b. *Pay Out Time* :

   - Sebelum pajak 3,0437 Tahun
   - Sesudah pajak 4,6670 Tahun

c. *Break Event Point* (BEP) pada 51,79 % dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 24,56 %.

d. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 27,83 % Suku bunga pinjaman dan deposito di bank saat ini 10 sampai 14 %.

Dari data hasil perhitungan analisa ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik N-Propanol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji ulang dan didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

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

Brown, G.G., 1950, "*Unit Operations*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

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

Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, "*An Introduction to Chemical Engineering Design*", Pergamon Press Ltd., Singapore.

Faith, W.L., Keyes, P.B., and Clark, R.L., 1957, "*Industrial Chemistry*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Fogler, H.S., 1992, " *Elements of Chemical Reaction Engineering*", 2nd ed. Prentice Hall International., Inc.

Foust, .S., 1990," *Principles of Unit Operations*", 2nd ed., John Wiley and Sons., Inc., New York.

Froment, G.F. and Bischoff, K.B., 1990," *Chemical Reactor Analysis and Design*", 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.

Groggins, 1955," *Unit Processes in Organic Synthesis*", 5th ed., International student ed., London.

Kern, D.G. 1950, "*Process Heat Transfer,*" Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1951, "*Ensyclopedia of Chemical Technology*", Interscience Ensyclopedia, Inc., New York.

Levenspiel, O., 1962, " *Chemical Reaction Engineering*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Ludwig, E.E., 1965," *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical*", vol. I-III, Gulf Publishing Co., Houston.

Mc Adams, W.H., 1954," *Heat Transmition*", 3th ed., Mc Graw Hill Kogakusha, Tokyo.

Mc Cabe, W.L. and Smith, J.C., 1985, "*Unit Operations of Chemical Engineering*", Mc Graw Hill Book Co., New York.

Mizusima, T, 1994, "*Characterization of Silica-Supported Rhodium Catalysts Prepared by Alkoxide Method and Particle Size Effect on Vapor Phase Hydroformylation of Ethylene*", Nippon Kagashu Kaisi.

Perry, et all, 1984," Perry's *Chemical Engineering Hand Book*", 6th ed., Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., London.

Peter, M.S. and Timmerhous, K.O., 1980," *Plant Design and Economic for Chemical Engineering*", 2nd ed., Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Powell, S.T., 1954, "*Water Condition for Industry*", Mc Graw Hill Book Co., New York.

Rose, H.F. and Holmes, J.R., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", vol. I-II, John Wiley and Sons, Inc., New York.

Ryan, Debra A.,1980, "*Iridium or rhodium catalysts for hydroformylation and isomerization of olefins*", United State Patent Office.

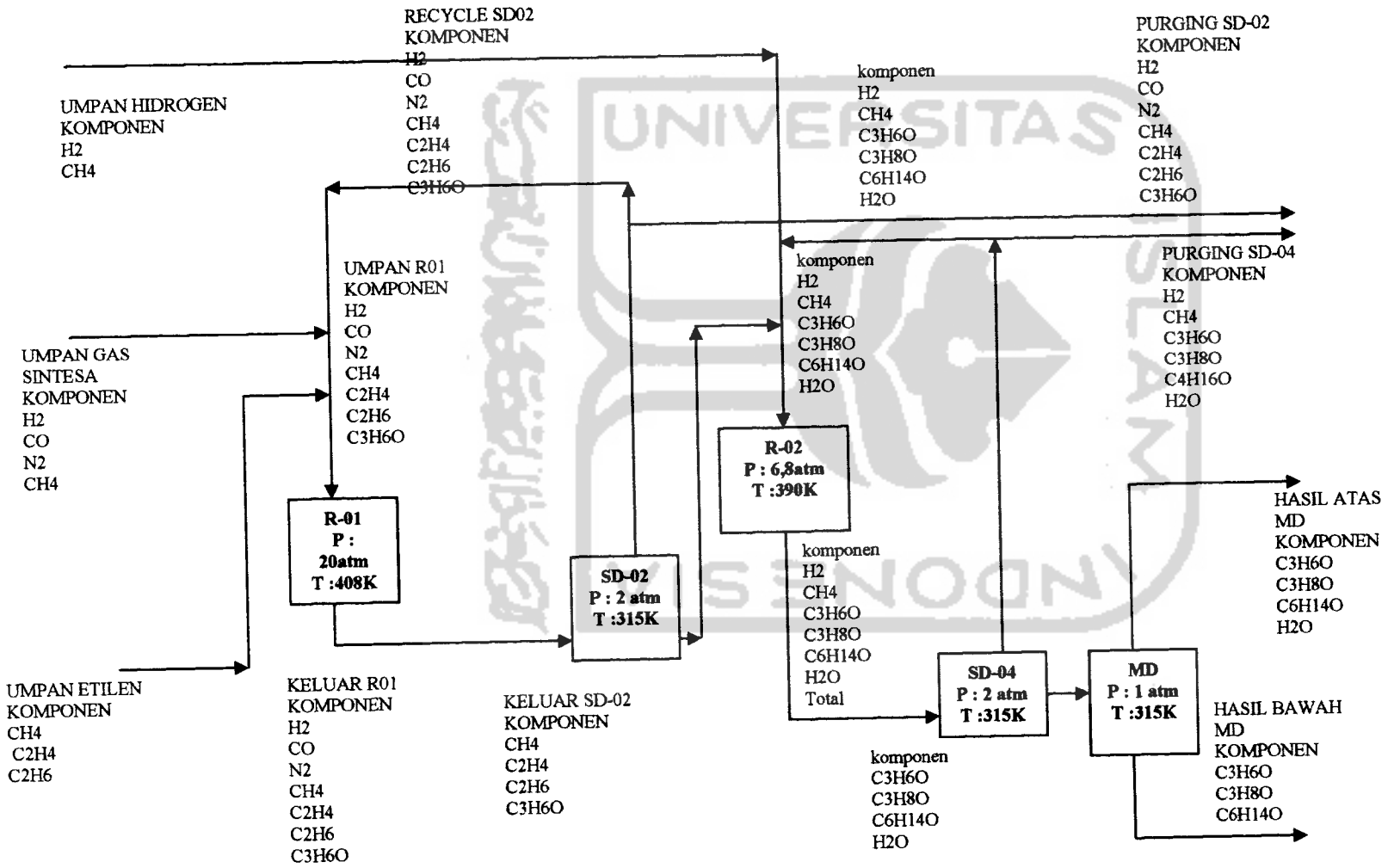
Stephanopoulos, G., 1984, "*Chemical Process Control, An Intoduction to Theory and Pactice*", Prentice Hall International, Inc., Houston.

Tryball, R.E., 1985, " *Mass Transfer Operations*", 3th ed., Mc Graw Hill Book Co., Singapore.

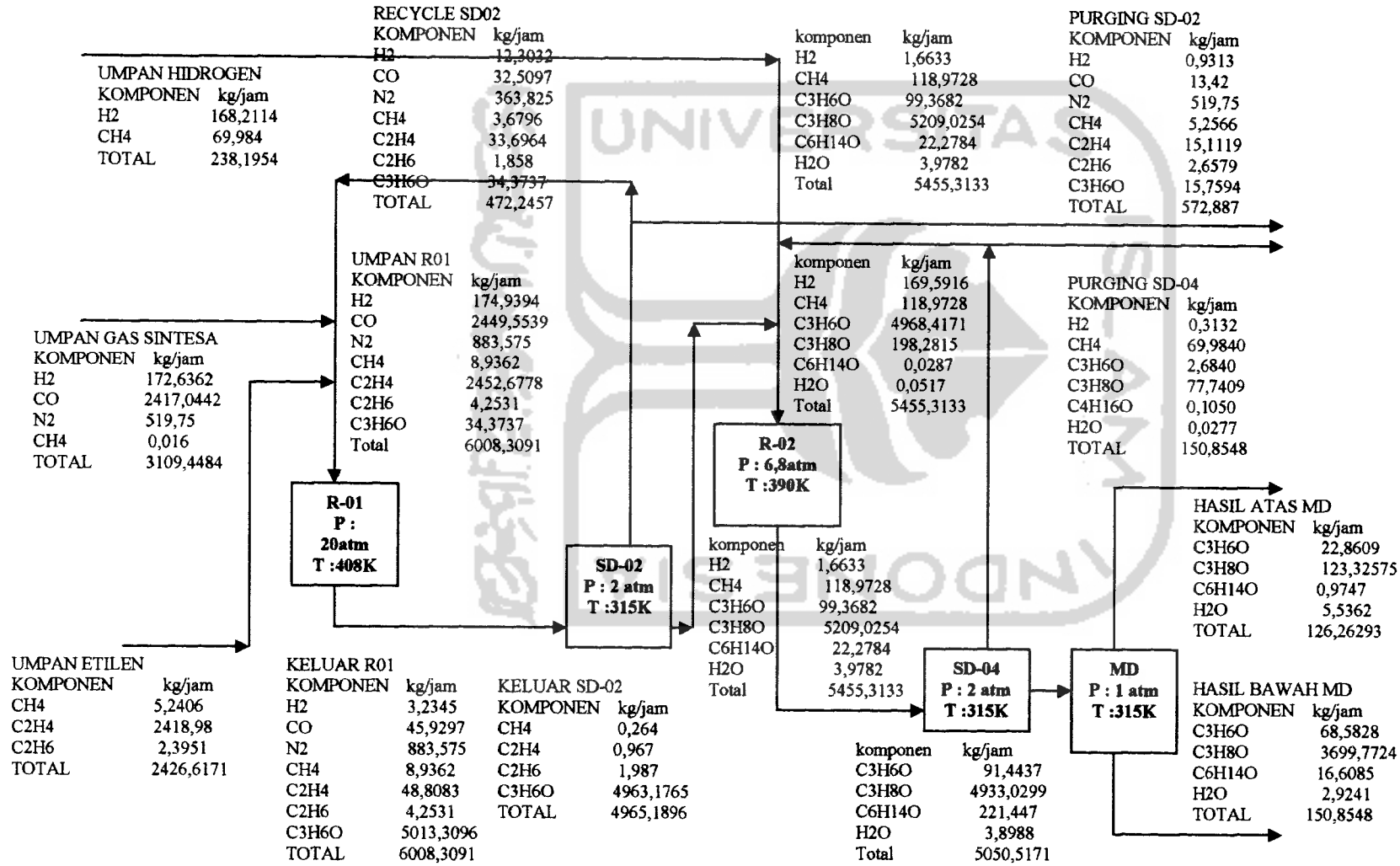
Ulrich, G.D., 1984, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Unruh, Jerry.D. and Dugan, Shanon L., 1997, "*Proses for the Production of N-Propanol*", United State Patent Office.

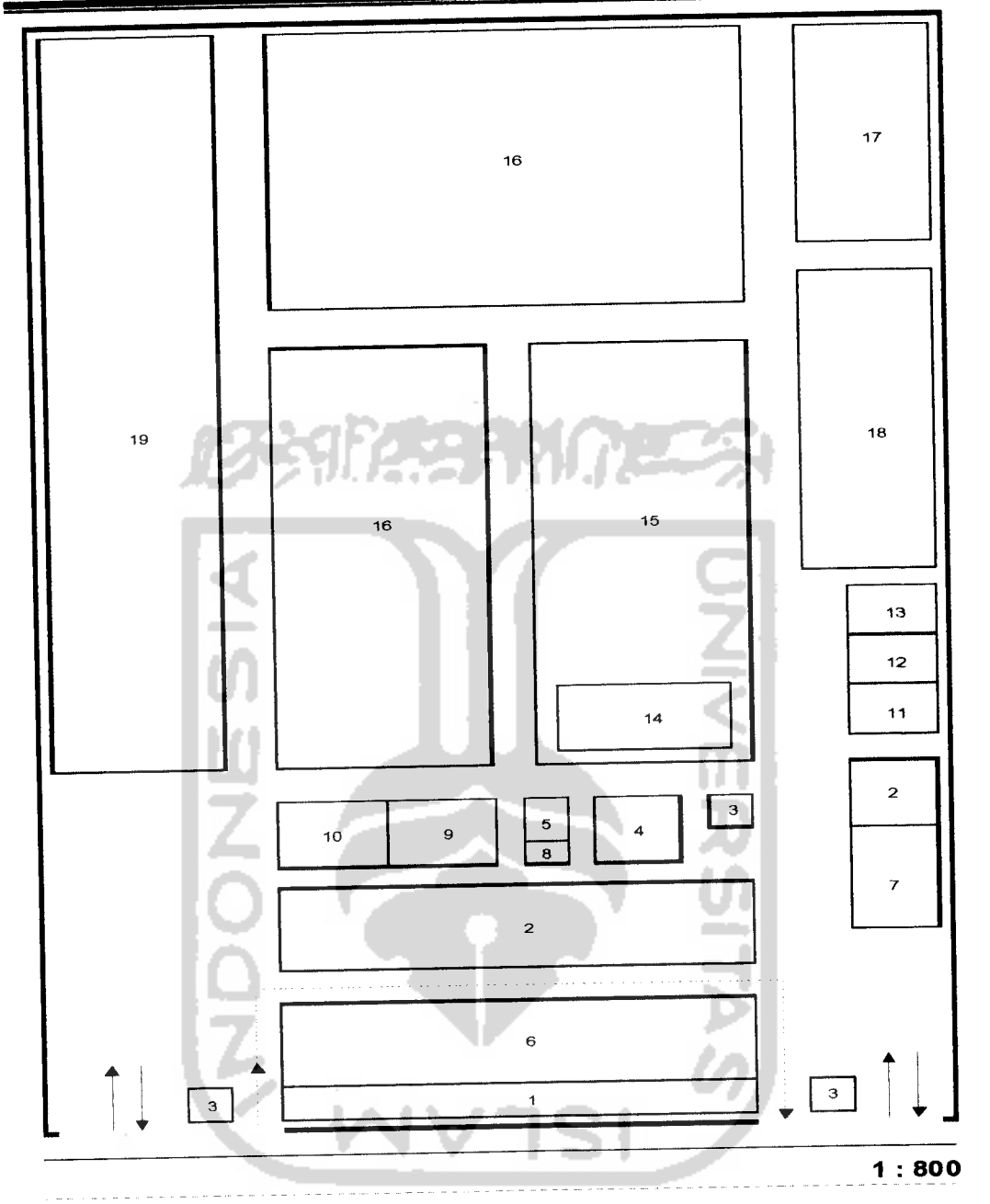
Wallas, S.M., 1959, "*Reaction Kinetics for Chemical Engineering*", Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.



GAMBAR 1. DIAGRAM ALIR KUALITATIF



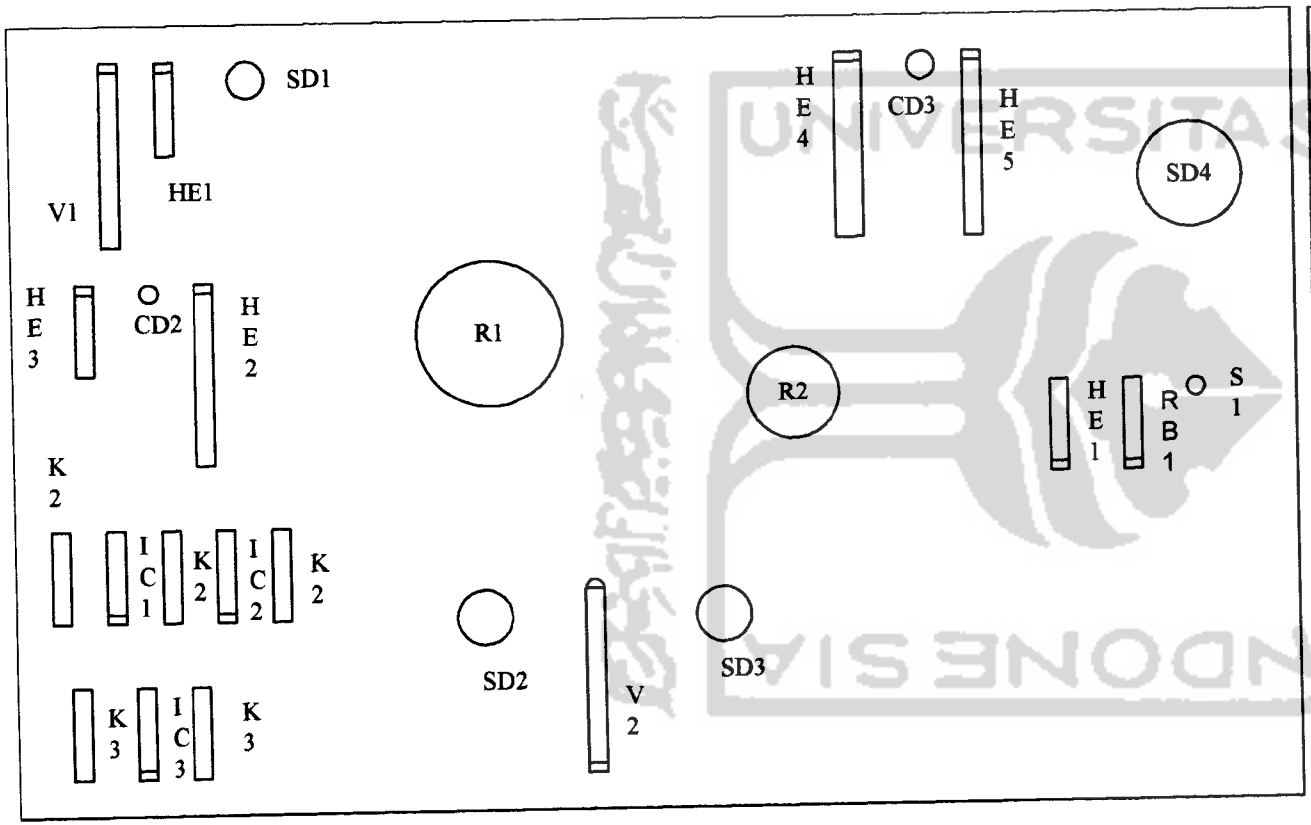
GAMBAR 2. DIAGRAM ALIR KUANTITATIF



Keterangan Gambar:

1. Daerah hijau
2. Perakantoran
3. Pos keamanan
4. Masjid
5. Kantin
6. Area parkir
7. Sport center
8. Poliklinik
9. Laboratorium
10. Quality control
11. LK3 dan pemadam kebakaran
12. Gudang
13. Bengkel
14. Control room
15. Area proses
16. Area tangki
17. Unit pengolah limbah
18. Utilitas
19. Area perluasan

Gambar 3. Tata Letak Pabrik



Keterangan gambar

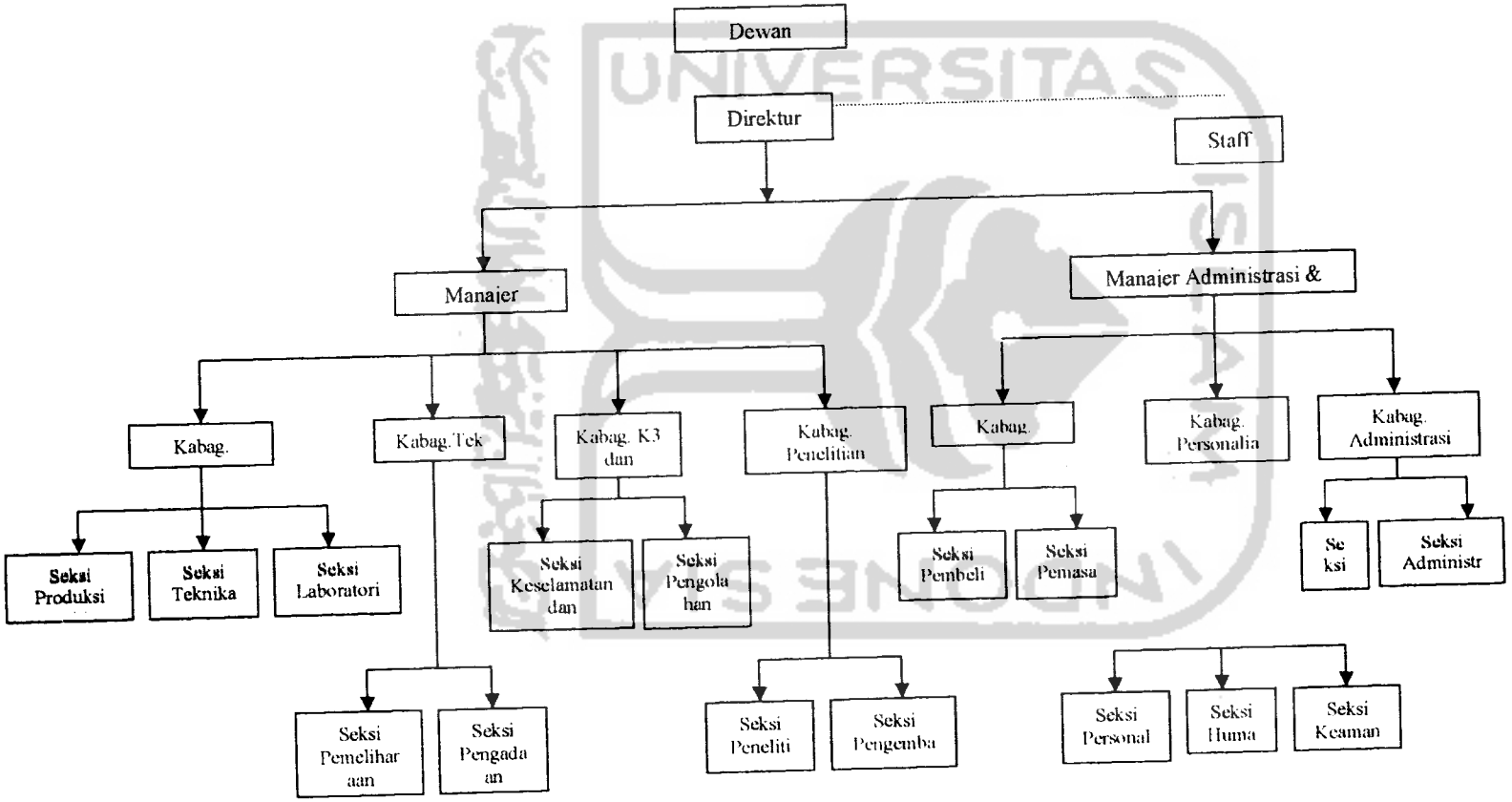
1. R = Reaktor
2. SD = Separator Drum
3. S = Stripper
4. V = Vaporizer
5. HE = Heat exhanger
6. CD = Condenser
7. RB = Reboiler
8. IC = Intercooler
9. K = Kompresor

Skala = 1: 200

Gambar 4. Tata Letak Alat Proses

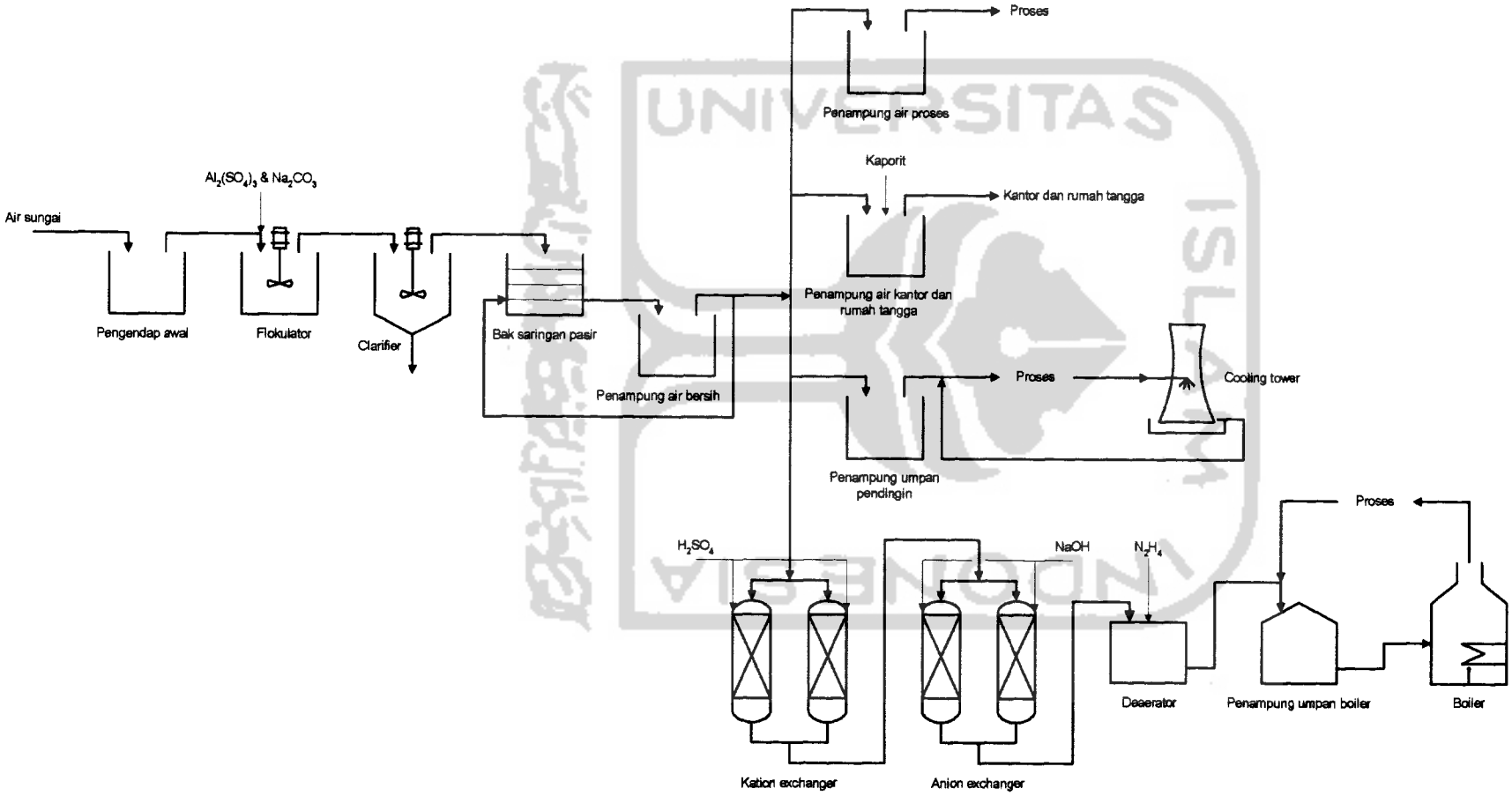
Eva Nurlaela
(02 521 257)

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 5. Struktur Organisasi

Eva Nurlaela
(02 521 257)



Gambar 6. Diagram Alir pengolahan Air

LAMPIRAN

REAKTOR (R I)

Tugas : Mereaksikan 2426,6171 kg/jam etilen dengan 3109,4464 kg/jam gas sintesis menjadi kg/jam propanal.

Jenis : Reaktor Katalitik *Fixed Bed Multitube.*

Menurut studi yang dilakukan oleh Otto Roelan pada tahun 1938 yang dimuat di dalam buku karangan *Kirk and Othmer* pada tahun 1978, *Ullman's* Vol. 22A 1993, dan *Enchyclopedy* Vol. 16 halaman 637, kondisi operasi reaksi pembuatan N-Propanal dari etilen dan gas sintesa adalah :

Suhu	:	90 – 130 ^{o}C
Tekanan	:	2 – 3,55 MPa
Fase	:	Gas
Katalisator	:	Rhodium - Silika
Bentuk	:	butiran Crystal
Diameter	:	0.003175 m
Bulk Density	:	12,41 g/cm^3
Reaksi	:	Eksotermis

Reaktan mendifusi ke katalis dan reaksi terjadi pada permukaan katalis. Reaktor beroperasi secara *non-isothermal non-adiabatis.* Reaksi bersifat sangat eksotermis sehingga diperlukan media pendingin berupa *Airl.* Reaktan masuk pada suhu 135 ^{o}C dan tekanan 20 atm. Sedangkan *pendingin* sebanyak 2547,36 kg/jam masuk pada suhu 100 ^{o}C dengan aliran *cocurent* terhadap aliran reaktan. Konversi yang didapat adalah 98 %, karena masih ada sebagian kecil reaktan yang belum bereaksi maka diperlukan *recycle* reaktan dari hasil atas Separator drum-01 dan Separator drum 02.

Mekanisme reaksi etilen dengan gas sintesa menjadi Propanal dikontrol oleh reaksi permukaan (*surface reaction controlling*). Persamaan reaksi yang terjadi adalah :

Utama

$C_2H_{4(g)} + CO_{(g)} + H_{2(g)} \xrightarrow{Rh} C_3H_6O_{(g)}$ ...(1)

Samping

$C_2H_{4(g)} + H_{2(g)} \longrightarrow C_2H_{6(g)}$ ...(2)

KINETIKA REAKSI

Harga kinetika reaksi etilen menjadi Propanal untuk diameter katalis 0,25 inch = 0,48 pada suhu 100 ^oC.

$K1 = 0,48$ ...(3)

$Kp = k / R^3 T^3$ ...(4)

Asumsi reaksi adalah tingkat tiga ; Kp = PA.PB.PC

$Kp1 = 0,48 / (0,08206)^3 (100 + 273)^3 = 1,6739 . 10^{-5}$

K naik 2 kali pada suhu naik 10 ^oC.

$Kp_2 = 2 \times 1,6739.10^{-5} = 3,3478 .10^{-5}$ pada $T^2 = 110\ ^oC$.

$$K = A . e^{(-E / RT)} \quad ...(5)$$

Dengan menggunakan metode *last square* didapat :

$Ln\ K_1 = ln\ A - E/R\ (1/T)$

$Ln\ K_2 = ln\ A - E/R\ (1/T)$

Dari kedua persamaan didapat :

$Ln\ K1 - Ln\ K2 = - E/R\ (1/T_1 - 1/T_2)$ ...(6)

Maka :

$(Ln\ 1,6379 . 10^{-5} - ln\ 3,3478 .10^{-5}) = - E/R\ (1/373 - 1/383)$

- $E/R = -8004,4776$
- $A = 35.051,5669$

Diperoleh persamaan =

$$\mathbf{Kp = k = 35.051{,}5669 \; . \; e^{(-8004{,}4776 \,/\, T)}} \quad ...(7)$$

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

Asumsi :

- Kondisi *steady state* sudah tercapai
- Perpindahan massa karena difusi diabaikan
- Gas dianggap mengikuti hukum gas ideal
- Panas hilang ke lingkungan diabaikan
- Suhu dalam katalis seragam

A. NERACA MASSA

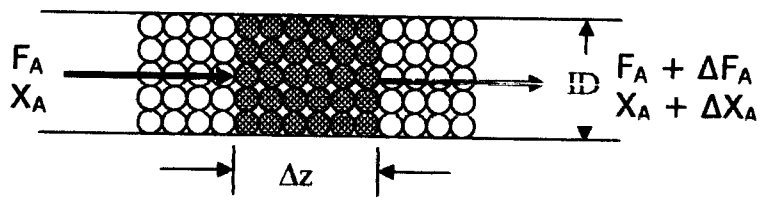
Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial (D/Dp = 8 – 50) (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (L/Dp ≥ 100) (Rase, 1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan
4. *Steady state*

Penyusunan model neraca massa dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang ΔZ dengan konversi X_A

Elemen Volum $= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta Z$

$= A \times \Delta Z$



Neraca massa A (C_2H_4) di fase gas pada elemen volume setebal ΔZ.

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$\left(F_A|_Z\right) - \left(F_A|_{Z+\Delta Z} + (-r_A)\cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \Delta Z\right) = 0$$

$$\frac{\left(F_A|_Z\right) - \left(F_A|_{Z+\Delta Z}\right)}{\Delta Z} = -(-r_A)\cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} D^2$$

jika $\Delta Z \rightarrow 0$ maka diperoleh :

$$\frac{dF_A}{dZ} = -(-r_A)\cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} D^2$$

karena $F_A = F_{AO}(1 - X_A)$

$$dF_A = -F_{AO}\, dX_A$$

didapat :

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

B. NERACA PANAS

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien suhu ke arah radial (D/Dp = 8 – 50) (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (L/Dp ≥ 100) (Rase, 1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan
4. *Steady state*
5. Kapasitas panas gas (Cp) dan viskositas gas (μ) merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak

Penyusunan model neraca panas dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang ΔZ dengan konversi X_A, suhu gas T dan suhu pendingin Tp

Neraca panas fase gas pada elemen volume ΔZ

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$(H|z) - \{(H|z) + U\pi D\Delta Z Nt(T - Ts)\} + FA0\Delta XA(-\Delta HR) = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \to 0} ke_g \cdot \varepsilon \cdot \frac{\left(\frac{dT_G}{dz}\Big|_{Z+\Delta Z} - \frac{dT_G}{dz}\Big|_Z\right)}{\Delta Z} - U \cdot \varepsilon \cdot C_G \cdot \rho_G \cdot \frac{\left(T_G|_{Z+\Delta Z} - T_G|_Z\right)}{\Delta Z}$$

$$+ hf_{av} \cdot (T_S - T_G) - \frac{4.U_D}{ID} \cdot (T_G - T_P) = 0$$

$$ke_g \cdot \varepsilon \cdot \frac{d^2T_G}{dZ^2} - U \cdot \varepsilon \cdot Cp_G \cdot \rho_G \cdot \frac{dT_G}{dZ} + hf_{av} \cdot (T_S - T_G) - \frac{4 \cdot U_D}{ID} \cdot (T_G - T_P) = 0$$

$\frac{d^2T_G}{dZ^2} \approx 0$, sehingga :

$$\frac{dT_G}{dZ} = \frac{hf_{av}}{U \cdot \varepsilon \cdot Cp_G \cdot \rho G}(T_S - T_G) - \frac{4.U_D}{ID \cdot U \cdot Cp_G \cdot \varepsilon \cdot \rho_G} \cdot (T_G - T_P) \quad ...(12)$$

dengan :

Z = tinggi tumpukan katalis,m

hf_{av} = koef.transfer panas konveksi,kJ/m².s.K

Cp_G = kapasitas panas gas,kJ/kmol.K

ρG = densitas gas,kg/m³

ID = diameter dalam tube,m

T_P = temperatur pendingin,K

a. Neraca panas pada elemen volume di padatan

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$\left(-ke_s \cdot A \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \frac{dT_S}{dZ}|_Z\right) - \left(-kes \cdot A \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \frac{dT_S}{dZ}|_{Z+\Delta Z}\right)$$

$$- (hf_{av} \cdot A \cdot \Delta Z \cdot (T_S - T_G)) + (A \cdot \Delta Z \cdot (-\Delta H_R) \cdot (-r_A) \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_P) = 0$$

$$\lim_{\Delta z \to 0} \; ke_S \cdot (1-\varepsilon) \cdot \frac{\left(\frac{dT_S}{dZ}\Big|_{z+\Delta z} - \frac{dT_S}{dZ}\Big|_{z} \right)}{\Delta Z} - \left(hf_{av} \cdot (T_S - T_G)\right)$$

$$- \left((-\Delta H_R) \cdot (-r_A) \cdot \rho_P \cdot (1-\varepsilon)\right) = 0$$

$$ke_S \cdot \frac{d^2T_S}{dZ^2} - \frac{hf_{av} \cdot (T_S - T_G)}{(1-\varepsilon)} + (-\Delta H_R) \cdot (-r_A) \cdot \rho_P = 0$$

$\frac{d^2T_S}{dz^2} \approx 0$, sehingga :

$$T_S = T_G + \frac{(-\Delta H_R) \cdot (-r_A) \cdot \rho_P \cdot (1-\varepsilon)}{hf_{av}} \qquad ...(13)$$

b. Neraca panas pada pendingin

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$\left(Mp \,.\, Cp_P \,.\, (T_P - Tr)\Big|_Z\right) - \left(Mp \,.\, Cp_P \,.\, (T_P - Tr)\Big|_{Z+\Delta Z} + N \,.\, U_D \,.\, \pi \,.\, OD\, \Delta z \,.\, (T_G - T_P)\right) = 0$$

$$\lim_{\Delta z \to 0} \; Mp \cdot Cp_P \cdot \frac{(T_P - Tr)\Big|_{Z+\Delta Z} - (T_P - Tr)\Big|_{Z}}{\Delta Z} + N \cdot U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_G - T_P) = 0$$

$$\frac{dT_P}{dZ} = \frac{N \cdot U_D \cdot \pi \cdot OD}{Mp \cdot Cp_P} \cdot (T_G - T_P) \qquad ...(14)$$

dengan :

$(-\Delta H_R)$ = panas reaksi,kJ/kmol

N = jumlah tube

Cp_P = kapasitas panas pendingin,kJ/kmol.K

U_D = koef.transfer panas overall,kJ/m^2.s.K

OD = diameter luar tube,m

Mp = massa pendingin,kg/j

C. *PRESSURE DROP*

a. *Pressure Drop* dalam *Tube*

Pressure drop untuk *fixed bed* dengan bilangan reynold yang besar dinyatakan dengan persamaan Leva (Walas,1959):

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{2 \cdot f \cdot G^2 \cdot (1-\varepsilon)^{(3-n)}}{g \cdot \rho \cdot Dp \cdot \lambda^{(3-n)} \cdot \varepsilon^3} \qquad ...(15)$$

dengan :

ΔP = pressure drop,psf

ΔZ = tinggi packing,ft

G = kecepatan aliran massa,lb/j.ft^2

ρ = densitas gas,lb/cuft

Dp = diameter ekivalen katalisator,ft

g = konstanta percepatan gravitasi bumi, ft/j^2

ε = porositas tumpukan katalis

f = faktor friksi f(Re)(fig.8-3 Walas,1959 p.194)

= -1.43667.10^{-5}.Re+1.25957

n = f(Re)=4.444.10^{-6}.Re+1.93556

λ = factor bentuk katalisator

b. *Pressure Drop* dalam *Shell*

Pressure drop dalam *shell* dihitung menggunakan persamaan Kern. (Kern,1965 p.147)

$$\Delta Ps = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds \cdot 12 \cdot L}{5{,}22 \cdot 10^{10} \cdot Bs \cdot De \cdot s \cdot \phi s} \qquad ...(16)$$

dengan :

ΔPs = *pressure drop* dalam *shell*,psi

L = panjang *shell*,ft

Gs = kecepatan aliran massa dalam *shell*,lb/j.ft^2

Ds = diameter dalam *shell*,ft

De = diameter ekivalen,ft

Bs = jarak *baffle*,ft

S = *spesific gravity*

f = faktor friksi f(Res),ft^2/in^2

ϕs = *viscosity ratio*

DATA DAN ESTIMASI SIFAT-SIFAT FISIS

1. Berat Molekul Rata-Rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^{N} yi \cdot BMi \qquad ...(17)$$

dengan :

y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = berat molekul komponen I

2. Densitas Gas (ρ_G)

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

$$\frac{n}{V} \cdot BM_G = \frac{P}{R \cdot T} \cdot BM_G$$

$$\rho_G = \frac{P}{R \cdot T} \cdot BM_G \qquad ...(18)$$

dengan :

P = tekanan total,atm

BM_G = berat molekul rata-rata gas,kg/kmol

3. Viskositas Gas (μ)

a. Viskositas hidrokarbon

$$\mu i = \frac{27 \cdot 10^{-5} \cdot BM_G^{1/2} \cdot T_G^{3/2}}{V_B^{2/3} \cdot (T_G + 1{,}47 \cdot T_B)} \qquad \text{(Perry,1974)...(19)}$$

$$V_B i = \frac{10^0 \cdot V_C i}{0.422 \cdot \log P_C + 1.981}$$ (Perry,1974)...(20)

b. Viskositas gas H_2

$$\frac{\mu 2}{\mu 1} = \left(\frac{T2}{T1}\right)^{1,5}\left(\frac{T1 + 1,47Tb}{T2 + 1,47Tb}\right)$$ ...(21)

dengan : Tb = titik didih normal pada 1 atm, K

Diketahui pada suhu 600 K viskositas gas H_2 = 0,143.10^{-4} kg/m.s dan titik didih normal gas hidrogen 20,3 K, sehingga:

$$\mu = \frac{6,128301 \cdot 10^{-7}.T_G^{3/2}}{T_G + 29,8410}$$ ...(22)

c. Viskositas campuran gas

$$\mu_G = \frac{\sum yi \cdot \mu i \cdot BMi^{0,5}}{\sum yi \cdot BMi^{0,5}}$$ (Perry,1984)...(23)

dengan :

μi = viskositas gas,kg/m.s

T_B = titik didih gas,K

$V_C i$ = volume kritis gas,m^3/gmol

P_C = tekanan kritis,atm

4. Kapasitas Panas Molar,(Cp_G)

$Cp_G = A + B.T + C.T^2 + D.T^3$ (Coulson,1984)...(24)

Nilai konstanta A,B,C, dan D untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Kapasitas Panas

RMULA	A	B	C	D	E
H2	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
CO	29,566	-6,5807E-02	-2,0130E-05	-1,2227E-08	2,2617E-12
N2	29,342	-3,6395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
CH4	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-09	3,9321E-11
C2H4	32,083	-1,4831E-02	2,4774E-04	-2,3766E-07	6,8274E-11
C2H6	28,146	4,3447E-02	1,0946E-04	-1,9082E-07	5,3349E-11
C3H6O	58,911	4,8385E-03	3,3514E-04	-3,0509E-07	8,3205E-11
C3H8O	31,507	2,3082E-01	-7,8983E-05	6,3696E-09	8,6908E-13
H2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
C6H14O	92,068	1,1054E-01	5,8784E-04	-6,1854E-07	1,7855E-10

(*Coulson*, 1983)

Kapasitas panas campuran gas dihitung dengan persamaan :

$$Cp_G = \sum_{i=1}^{N} yi \cdot Cpi \qquad ...(25)$$

dengan :

Cp_G = kapasitas panas campuran gas, kJ/kmol.K

5. Konduktivitas Termal,(K_G)

$$K_Gi = 10^{-7} \cdot (14{,}52 \cdot Tr - 5{,}14)^{2/3} \cdot \frac{Cpi}{\lambda i} \qquad \text{(Perry, 1974)...(26)}$$

$$\lambda i = Tc^{1/6} \cdot BMi^{1/2} \cdot Pc^{-2/3} \qquad ...(27)$$

$$Tr = T_G/Tc \qquad ...(28)$$

$$K_G = \frac{\sum yi \cdot K_Gi \cdot BMi^{1/3}}{\sum yi \cdot BMi^{1/3}} \qquad \text{(Perry, 1984)...(29)}$$

dengan :

K_G = konduktivitas thermal gas,kJ/m.s.K

Cp_i = kapasitas panas gas,kJ/kmol.K

T_c = temperatur kritis gas,K

6. **Panas Reaksi (ΔH_R)**

$$\Delta H_R = \Delta H_R^{\circ} + \int_{298}^{T} \Delta Cp_G \, . \, dT \qquad \ldots(30)$$

$$\Delta H_R^{\circ} = \sum n \cdot \Delta H_f i^{\circ}\text{produk} - \sum m \cdot \Delta H_f i^{\circ}\text{reaktan} \qquad \ldots(31)$$

$$\Delta Cp_G = \Delta A + \Delta B \cdot T + \Delta C \cdot T^2 + \Delta D \cdot T^3 \qquad \ldots(32)$$

dengan :

ΔH_R = entalpi reaksi pada suhu T,kJ/kmol

ΔH_R° = entalpi reaksi pada suhu standar,kJ/kmol

ΔCp_G = beda kapasitas panas produk dan reaktan,kJ/kmol.K

$\Delta H_f i^{\circ}$ = entalpi pembentukan pada suhu standar,kJ/kmol

n , m = koefisien persamaan reaksi

Treaksi = 403 K

Tref = 298 K

$\Delta H_f^{\circ} C_2H_4$ = 49,,195 kkal/gmol

$\Delta H_f^{\circ} CO$ = -110,22 kkal/gmol

$\Delta H_f^{\circ} H_2$ = 0 kkal/gmol

$\Delta H_f^{\circ} C_2H_6$ = 89,744 kkal/gmol

$\Delta H_f^{\circ} C_2H_6O$ = -196,69 kkal/gmol

ΔHreaksi = -133,81kj/mol

ΔCpi = -37,3951 kj/molK

Dari data diatas didapat :

ΔH_R = ΔHreaksi - ΔCpi (Treaksi – Tref)

= -44,0599 kj/kmol

7. Sifat Fisis Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air. Sifat-sifat fisis pendingin didekati dengan persamaan fungsi suhu :

T_p = 333 °K

c_{p_p} = 75,835 J/mol .°K

SPESIFIKASI *TUBE* DAN *SHELL*

1. Spesifikasi Tube

Pemilihan diameter tube ditentukan berdasarkan ukuran butir katalis agar memberikan perpindahan panas yang maksimal.

Spesifikasi katalisator yang dipilih adalah sebagai berikut.

Jenis : 60% Mol *Kieselguhr*

Bentuk : Bola

ρ_p : 5.517,48 kg/m³

Dp : ¼ in = 6,35.10⁻³ m (Rase,1977)

Dp/ID	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

(Smith,J.M.,1981)

dengan :

hw = koef. *transfer* panas untuk *tube* dengan bahan isian

h = koef. *transfer* panas untuk *tube* kosong

Dipilih Dp/ID = 0,15

$ID = \frac{Dp}{0,15} = 1,667$ in

Untuk Dp/ID = 0,15 didapat ε = 0.39 (Brown,1959)

Dari hasil interpolasi data didapat untuk Dp = 0,25 in dan ε = 0.39 av = 183 m²/m³.

Pipa yang dipilih adalah :

Jenis : *Steel pipe*

IPS : 2 in

OD : 2,38 in
Sch.No : 40
ID : 1,9 in
at' : 2,18 in^2
at",outside : 0,498 sqft/ft

2. Menentukan Jumlah Tube

a. Menghitung kecepatan massa tiap *tube* (Wt)

Harga Ret ditriall,

$$Re\,t = \frac{Dp \cdot Gt}{\mu_G} \quad ...(37)$$

$$Gt = \frac{Re\,t \cdot \mu_G}{Dp} \quad ...(38)$$

$$U = \frac{Gt}{\rho G}$$

Aliran harus turbulen, syarat Re > 100

Luas penampang tube yang dilalui gas (A't)

$$A't = \frac{\pi}{4}.ID^2.\varepsilon \quad ...(39)$$

$$Wt = Gt \,.\, A't$$

b. Menghitung jumlah tube yang dibutuhkan (N)

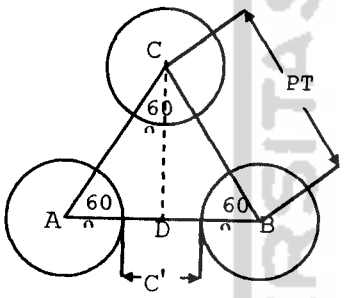
$$N = \frac{Mt}{Wt} \quad ...(40)$$

dengan :

Re t = bilangan Reynold
Gt = kecepatan massa gas,$kg/m^2.s$
Mt = kecepatan massa umpan total,kg/s
Ut = kecepatan intersisial,m/s

3. Spesifikasi Shell

Pipa-pipa disusun dengan pola *'triangular pitch'* (segitiga sama sisi), agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (ho) :



P_T = Jarak antara 2 pusat pipa.

P_T = 1,25 Do

C' = Clearance = P_T – Do

CD = P_T sin 60°

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total).

A total = 2.N.(A pipa + A antar pipa)

= 2.N.(luas segitiga ABC)

$\pi/4.IDS^2 = 2.N.(\frac{1}{2}.P_T^2.\sin 60°)$

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \cdot N \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}} \quad ...(41)$$

IDS = diameter dalam shell,m

Diameter ekivalen untuk susunan pipa 'triangular pitch' dapat dihitung dengan rumus :

$$De = \frac{4 \times (0.5 \cdot P_T \times 0.866 \cdot P_T - 0.5 \cdot \pi \cdot OD^2/4)}{0.5 \cdot \pi \cdot OD} \quad ...(42)$$

dengan :

De = diameter ekivalen,m

P_T = pitch,m

OD = diamater luar tube,m (Kern,1950)

Untuk memperbesar turbulensi dalam shell, maka di antara tube-tube dipasang baffle (penghalang).

Diambil Baffle Spacing (Bs) = $\frac{1}{4}$.IDs

Luas shell (As) :

$$As = \frac{IDs \cdot Bs \cdot C'}{P_T} \quad ...(43)$$

Kecepatan pendingin tiap satuan luas shell adalah :

$Gs = Ms/As$ ...(44)

dengan :

Gs = kecepatan pendingin, $kg/s.m^2$

KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS

1. Koefisien Perpindahan Panas didalam Tube

   Koefisien perpindahan panas konveksi dalam tube, berisi butiran katalis dihitung dengan persamaan berikut :

$$hi = 0{,}813 \cdot \frac{K_G}{ID} \cdot e^{-6 \cdot Dp/ID} \cdot \left(\frac{Dp \cdot Gt}{\mu_G}\right)^{0,9}$$ (Walas,1959)...(45)

$$hio = hi \cdot ID/OD \quad ...(46)$$

   (persamaan berlaku untuk Dp/ID < 0,35)

   dengan :

   hi = koef. perp. panas dalam tube,$kJ/m^2.s.K$

   K_G = konduktivitas panas gas,kJ/m.s.K

   Dp = diamater katalis,m

   ID = diamater dalam tube,m

   Gt = kecepatan massa gas,$kg/m^2.s$

   μ_G =viskositas gas,kg/m.s

2. Koefisien Perpindahan Panas diluar Tube

   Koefisien perpindahan panas di luar pipa (ho) dapat dihitung dengan persamaan :

$$ho = 0{,}36 \cdot \frac{Kp}{De} \cdot \left(\frac{De \cdot Gs}{\mu p}\right)^{0{,}55} \cdot \left(\frac{Cp_P.\mu p}{Kp}\right)^{1/3}$$ (Kern,1950)...(47)

dengan :

De = diameter ekivalen pipa,m

Gs =kecepatan aliran pendingin di dalam shell,kg/m^2.s

ho =koefisien transfer panas diluar tube,kJ/m^2.s.K

Kp =konduktivitas panas pendingin,kJ/s.m.K

μp =viskositas pendingin,kg/s.m

3. Koefisien Perp. Panas Konveksi dari Katalisator ke Gas

Dihitung dengan persaman Glaser :

$$hf = Cp_G \cdot Gt \cdot \left(\frac{Cp_G \cdot \mu_G}{K_G}\right)^{-2/3} \cdot \frac{0{,}535}{(\phi \cdot Re)^{0{,}30} - 1{,}6}$$

Walas,1959 ...(48)

$100 < \phi \cdot Re < 9.200$

$$Re = \frac{Gt \cdot \sqrt{Ap}}{\mu_G \cdot (1 - \varepsilon)}$$ (Walas,1959)...(49)

dengan :

hf = koef. perp. panas konveksi dari katalis ke gas,kJ/m^2.s.K

Cp_G = kapasitas panas gas,kJ/kg.K

Gt = kecepatan massa gas,kg/m^2.s

K_G = konduktivitas panas gas,kJ/m.s.K

μ_G = viskositas gas,kg/m.s

Ap = luas satu partikel katalis,m^2

ε = porositas tumpukan katalis

4. Dirt Factor(Rd)

- Gas organic = 0,0005 hr.ft^2.°F/Btu
- Pendingin = 0,001 hr.ft^2.°F/Btu (Kern,1950)

- Rd total = 0,0015 hr.ft^2.°F/Btu
  = 0,16417 s.m^2.K/kJ

5. Koefisien Perp. Panas Overall Clean dan Design

Harga koefisien perpindahan panas overall clean dihitung dengan rumus :

$$U_C = \frac{hio \cdot ho}{hio + ho} \quad ...(50)$$

dan harga koefisien perpindahan panas overall design dihitung dengan rumus :

$$U_D = \frac{1}{1/U_C + R_D} \quad \text{(Kern,1950)...(51)}$$

dengan :

hio = koefisien perpindahan panas antara luar dan dalam tube,kJ/s.m^2.K

ho = koefisien perpindahan panas luar tube,kJ/s.m^2.K

R_D = fouling factor,s.m^2.K/kJ

MECHANICAL DESIGN

1. PIPA (*TUBE*)

Bahan : *Stainless Steel*

Susunan pipa : *Triangular pitch*

Ukuran pipa :

1. Diameter nominal : 1,5 in
2. Schedule number : 80
3. Diameter dalam : 1,5 in = 0,0381 m
4. Diameter luar : 1,9 in = 0,04826 m
5. Luas penampang : 1,76 in^2 = $1,14 \cdot 10^{-3}$ m^2
6. Luas permukaan luar per panjang : 0,498 ft^2/ft
7. Luas permukaan dalam per panjang : 0,393 ft^2/ft
8. Tebal pipa : 0,2 in
9. Berat pipa per satuan panjang : 3,64 lb/ft
10. Panjang pipa + 10 % *overdesign* : 8,83 m
11. Jarak antara dua pusat pipa (*pitch*): 0,06 m
12. *Clearance* : 0,012 m
13. Jumlah pipa : 1000

2. *SHELL*

Bahan : *Carbon Steel SA - 283 grade C*

Ukuran *shell* :

- Diameter dalam *shell* (IDs) = 2,0095 m
- Tebal *shell* dihitung dengan persamaan (Rase and Barrow, 1957)

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

dengan :

ts = tebal *shell*, in

P = tekanan operasi pipa, psi

ri = jari – jari *shell*, in

f = *maximum allowance stress*, psi

E = efisiensi sambungan

C = *corrotion allowance*

Karena bahan konstruksi adalah *Carbon Steel SA - 203 grade C* maka :

f = 18.750 psi, E = 0,85 dan C = 0,125 in (Brownell and Young, 1979 tabel 13-1) sedangkan :

Pdesign = 1 atm = 14,7 psi

$$ri = \frac{IDs}{2} = \frac{2,00}{2} = 1,00 \text{ m} = 39,44 \text{ psi}$$

maka $$ts = \frac{14,7 \cdot 9,44}{(18750 \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 14,7)} + 0,125$$

ts = 0,13 in

= 0,003 m

dipilih pipa standar dengan spesifikasi tebal 0,25 in (Brownell and Young, 1979 hal 89),

- Diameter luar *shell* (ODs) = IDs + 2.ts

  = 2,0095 m + 2 · 0,003 m

  = 2,0155 m

- Tinggi *shell* = tinggi pipa = 8,7 m

3. *HEAD*

Bahan : *Carbon Steel SA - 203 grade C*

Jenis : *elliptical dished head* (mampu menahan P >13,6 atm)

Ukuran *head* :

- Diameter dalam *head* (di) = diameter dalam *shell* = 2,0095 m

- Tebal *head* dicari dengan persamaan (Rase and Barrow, 1957)

$$t_{head} = \frac{P \cdot di}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C$$

dengan :

t_{head} = tebal *shell*, in
P = tekanan operasi pipa, psi
di = diameter dalam *head*, in
f = *maximum allowance stress*, psi
E = efisiensi sambungan
C = *corrotion allowance*

$$t_{head} = \frac{14{,}7 \cdot 78{,}88}{(2 \cdot 18750 \cdot 0{,}85) - (0{,}2 \cdot 14{,}7)} + 0{,}125$$

$t_{head} = 0{,}16$ in

$t_{head} = 0{,}004$ m

- Diameter luar *head* = $di + 2 \cdot thead$
  = 2,00 m + 2·0.004 m
  = 2,0179 m
- Tinggi *head* = $\frac{IDs}{4} = \frac{2{,}00}{4} = 0.5$ m
- *Straigh flange* (sf) = 3 in = 0,0762 m (Tabel 5,8 Brownell & Young, 1979)

4. TINGGI REAKTOR

Tinggi reaktor = tinggi *shell* + 2·tinggi *head*
= 8,7 m + 2·0,5 m
= 9,7048 m

5. LUAS PERMUKAAN REAKTOR

a. Luas *shell* bagian dalam (Asi)

Asi = $\pi \cdot IDs \cdot$ tinggi *shell*

= 3,14.2,0095.8,7

= 54,8955 m^2

b. Luas *shell* bagian luar (Aso)

Aso = $\pi \cdot ODs \cdot$ tinggi *shell*

= 3,14.2,0155.8,7

= 55,5943m^2

c. Luas *head* bagian dalam (Ahi)

Ahi = $\pi \cdot IDs \cdot sf + \pi/4 \cdot IDS^2$

= $\pi \cdot 2{,}00 \cdot 0{,}0762 + \pi/4 \cdot 2{,}00^2$

= 3,63 m^2

d. Luas *head* bagian luar (Aho)

Aho = $\pi \cdot ODs \cdot sf + \pi/4 \cdot ODS^2$

= 3,14.2,0095.3+3,1699

= 3,6507 m^2

e, Luas reaktor bagian dalam (Ari)

Ari = $Asi + 2 \cdot Ahi$

= 54,8955 m^2 + 2. 3,6507 m^2

= 62,1969 m^2

f, Luas reaktor bagian luar (Aro)

Aro = $Aso + 2 \cdot Aho$

= 55,5934 m^2 + 2 x 3,6793 m^2

= 62,9529 m^2

6. VOLUME REAKTOR

Volume reactor = volume *shell* + 2 . volume *elliptical dished head*

$= \pi/4 \cdot L \cdot IDs^2 + 2 \cdot \pi/24 \cdot IDs^3$

$= \pi/4 \cdot 8{,}03 \cdot 2{,}00^2 + 2 \cdot \pi/24 \cdot 2{,}00^3$

$= 29{,}7014\ m^3$

7. DIAMETER SALURAN PADA REAKTOR

Dipakai persamaan (Peters, 1981) :

$Dopt = 3{,}9 \cdot Qf^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$ untuk Re > 2100 dan ID ≥ 1 in

Dengan :

Qf = debit aliran bahan, ft^3/s

ρ = densitas bahan, lb/ft^3

a. Diameter saluran gas masuk

Kecepatan aliran gas masuk = 3,6801lb/s

Suhu gas masuk = 408 K

Fraksi mol tiap – tiap komponen :

- H_2 = 0,2961 x 2 = 0 5922
- CO = 0,2962 x 28 = 8,2936
- N_2 = 0,1068 x 28 = 2,9904
- CH_4 = 0,0019 x 16 = 0,0304
- C_2H_4 = 0,2965 x 28 = 8,302
- C_2H_6 = 0,0005 x 30 = 0,015
- $C_3\ H_6O$ = 0,0020 x 58 = 0,116

BM rata-rata = ∑ yi . BMi = 20,3396

$$\rho = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T} = \frac{25.67\ lb/lbmol \cdot 28{,}2\ atm}{1{,}314\ atm\ ft3/lbmol\ K \cdot 403\ K}$$

$= 0{,}7588\ lb/ft^3$

$Qf = 4{,}8499\ ft^3/s$

Dopt = 3,9 . (4,8499)^{0,45} + (0,7588)^{0,13} = 7,66 in

dipilih pipa standar IPS Sch, 40 (Kern,1980 tabel 11)

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

b. Diameter saluran gas keluar

Kecepatan aliran gas keluar = 8430,24 kg/jam = 5,158 lb/s

Suhu gas masuk = 440,328 K

Fraksi mol tiap – tiap komponen :

- H_2 = 0,0131 x 2 = 0,0262
- CO = 0,0133 x 28 = 0,3724
- N_2 = 0,2551 x 28 = 7,1428
- CH_4 = 0,0045 x 16 = 0,072
- C_2H_4 = 0,0141 x 28 = 0,3948
- C_2H_6 = 0,0012 x 30 = 0,036
- C_3H_6O = 0,6987 x 58 = 40,5246

BM rata-rata = $\sum$ yi . BMi

= 48,5688 lb/lbmol

$$\rho = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T} = \frac{29.218\ lb/lbmol \cdot 28{,}2\ atm}{1{,}314\ atm\ ft3/lbmol\ K \cdot 440.328\ K}$$

= 1,8157lb/ft^3

Qf = 2,0268

Dopt = 3,9 . (2,0268)^{0,45} + (1,8157)^{0,13} = 7,29 in

dipilih pipa standar IPS Sch, 40 (Kern,1980 tabel 11)

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

c. Diameter saluran pendingin

Kecepatan pendingin = 2548 kg/jam = 5617 lb/jam

suhu masuk = 373 K

suhu rata-rata = 373,0014 K

densitas pendingin = ρp= 0,789 gr/cc

Qf = 1,9775 ft^3/s

Dopt = 3,9 . (1,9775)^{0,45} + (0,789)^{0,13} = 5,14 in

dipilih pipa standar IPS Sch, 40 (Kern,1980 tabel 11)

OD = 6,625 in

ID = 5,761 in

8. BERAT KATALISATOR

Katalisator : *Rhodium - Silica*

Bulk density : 553,3936 kg/m^3

Panjang pipa : 8,7 m

Berat katalisator = $\pi/4 \cdot Dt^2 \cdot L \cdot Nt \cdot \rho bulk$

= 5486,2171 Kg

9. TEBAL PLAT PEMEGANG PIPA

Berat pipa per satuan panjang = 3,64 lb/ft

Berat total pipa = Nt L 3,64 = 1000 . (8,7/0,3048) . 3,64

= 103.897,6378 lb

= 209.873,2284 kg

Berat total pipa + katalisator = 215.359,4455 kg

Luas = $\pi/4 \cdot 2{,}000095^2$

= 3,17 m^2

$P = \frac{\text{Berat total pipa + katalisato r}}{\text{Luas}}$, didekati dengan :

= 67.938,8768 kg/m^2

= 96,77 psi

karena 96,77 psi < 414,54 psi maka dipakai P = 414,54 psi

Dipilih bahan *Carbon Steel SA - 203 grade C* dengan f = 18750 psi, E = 0,85 dan C = 0,125

$$t = \frac{P\,d}{4f} + C$$

$$t = \frac{414,54 \cdot (2,00/0,0254)}{4 \cdot 18750} + 0,125$$

= 0,56 in

dipilih tebal pipa standar 5/8 in (Brownell & Young, 1979 hal, 89)

10. TEBAL PLAT PENYANGGA KATALISATOR (*GRID SUPPORT*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator dan mencegah kelebihan *pressure drop*, biasanya digunakan piringan berlubang – lubang (*perforated plate*). *Grid support* ini dibuat dari bahan yang anti korosi yaitu *stainless steel*,

Berat katalisator per pipa = $\rho bulk$ V

= 5,4862 kg

Beban yang ditanggung *perforated plate* :

Luas penyangga = $\pi/4 \cdot 0,0381^2$ x 1000 = 1,14 m^2

$$P = \frac{\text{Berat katalisator}}{\text{Luas penyangga}} = \frac{50235,13}{0,00114} = 4812,47114 \text{ kg/m}^2 < 414,54$$

psi

maka dipakai P = 414,54 psi

Dipilih bahan *Carbon Steel SA - 203 grade C* dengan f = 18750 psi, E = 0,85 dan C = 0,125

$$t = \frac{P \cdot d}{4 \cdot f} + C$$

$$t = \frac{414,54 \cdot (0,0381/0,0254)}{4 \cdot 18750} + 0,125$$

= 0,13 in

dipilih tebal pipa standar 3/16 in (Brownell and Young, 1979 hal, 89)

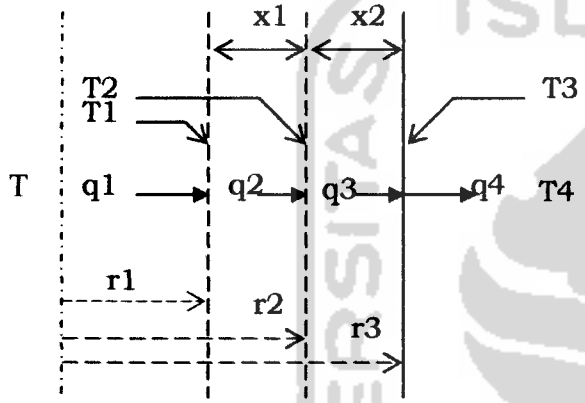
11. MENENTUKAN TEBAL ISOLASI

Asumsi :

a. Kedaan *steady state*

b. Suhu dinding luar isolator = 50 ^oC

c. Suhu udara luar = 30 ^oC



Keterangan :

r1 = jari-jari dalam *shell*

r2 = jari-jari luar *shell*

r3 = jari-jari isolator luar

x1 = tebal plat dinding *shell*

x2 = tebal isolator

T = suhu pendingin

T1 = suhu dinding *shell* dalam

T2 = suhu dinding luar

T3 = suhu isolator luar

T4 = suhu udara luar

Bahan : asbestos, dengan sifat – sifat (Holman, 1988) :

• ρ = 36 lb/ft^3 = 577,0176678 kg/m^3	• cp = 0,25 btu/lb/^oF
• k = 0,117 btu/j/ft^2/^oF	• ϵ = 0,96

Data lain yang diperlukan :

- Diameter *shell*, D = 2,0095 m = 6,6ft
- Tebal plat dinding *shell*, x1 = 1,25 in = 0,104 ft
  Suhu dinding dalam *shell*, T1 = 373,00135 K =
- Suhu isolator dalam, T3 = 50 ^oC = 122 ^oF = 582 ^oR
- Suhu isolator luar, T4 =30 ^oC = 86 ^oF = 546 ^oR
- Bahan dinding *shell* = *Stainless steel SA-203 grade C* dengan k = 25 btu/ j/ft^2/^oF

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam *shell* ke dinding *shell* dalam (q1)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar (q2)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator (q3)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q4)

a) Menentukan kofisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$Tf = \frac{T3 + T4}{2} = \frac{50 + 40}{2} = 40$$

$$104\ ^oF = 564\ ^oR$$

pada suhu 104 ^oF sifat – sifat udara adalah (Daftar A-5, Holman, 1988)

$\upsilon = 1{,}7061 \times 10^{-5}\ m^2/s$

$\beta = 1/(40 + 273) = 3{,}19 \times 10^{-3}\ K^{-1}$

$k = 0{,}0272\ W/m/^oC$

$\rho = 1{,}1279\ kg/m^3$

$Pr = 0{,}7$

Panjang reaktor = 8,7 m

$$Gr_L.Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T3 - T4) \cdot L^3}{\upsilon^2} \cdot Pr$$

$$= \frac{9{,}8 \cdot 3{,}1949 \cdot 10 - 3 \cdot (50 - 30) \cdot 8{,}03^3}{(1{,}7061 \cdot 10^{-5})^2} \cdot 0{,}7$$

$$= 7{,}8 \times 10^{11}$$

$Gr_L Pr > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988):

$hc = 1{,}31.\ (\Delta T)^{1/3}$

$= 1{,}31\ (20)^{1/3} = 3{,}52 \qquad W/m^2/C$

$= 0{,}62$ btu/j/F/ft^2

b) Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

Dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, 1980) :

$hr\ (T3 - T4) = \epsilon\ \sigma\ (T3^4 - T4^4)$

dengan T3 dan T4 dalam ^0R serta $\sigma = 0{,}1714 \times 10^{-8}$ btu/j/ft^2/R maka

$$hr = \epsilon\ \sigma\ \frac{(T3^4 - T4^4)}{(T3 - T4)}$$

$$hr = 0{,}96 \cdot 0{,}174 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{(582^4 - 546^2)}{(582 - 546)}$$

$= 1{,}182$ btu/j/R/ft^2

Pada keadaan *steady state* q1 = q2 = q3 = q4 dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan :

$$q2 = k` \cdot A1 \cdot \frac{(T1 - T2)}{x1} = k` \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x1) \cdot \frac{(T1 - T2)}{x1}$$

$$q3 = k`` \cdot A2 \cdot \frac{(T2 - T3)}{x2} = k`` \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x1 + 2 \cdot x2) \cdot \frac{(T2 - T3)}{x2}$$

$$q4 = (hr + hc) \cdot A3 \cdot (T3 - T4) = (hr + hc) \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x1 + 2 \cdot x2) \cdot (T3 - T4)$$

Jika dianggap suhu pada permukaan *shell* bagian dalam sama dengan suhu rata – rata pendingin , maka :

$$T1 = \frac{(393 + 439{,}53)}{2} = 416{,}265\ K = 289{,}87\ ^0F$$

$$q2 = 25 \cdot \pi \cdot L \cdot (6{,}5736 + 2 \cdot 0{,}1041) \cdot \frac{(289{,}87 - T2)}{0{,}1041}$$

$$= 1627{,}67 \cdot \pi \cdot L \cdot (298{,}87 - T2)$$

$$q3 = 0{,}117 \cdot \pi \cdot L \cdot (6{,}5736 + 2 \cdot 0{,}1041 + 2 \cdot x2) \cdot \frac{(T2 - 122)}{x2}$$

$$= 0{,}117 \cdot \pi \cdot L \cdot (6{,}7819 + 2 \cdot x2) \cdot \frac{(T2 - 122)}{x2}$$

$$q4 = (1{,}182 + 0{,}6214) \cdot \pi \cdot L \cdot (6{,}5736 + 2 \cdot 0{,}1041 + 2 \cdot x2) \cdot (122 - 86)$$

Jika q2 = q4 didapat persamaan hubungan T2 dengan x2 yaitu

T2 = 289,7972 – 0,0797 x2 .....(a)

q3 = q4 maka didapat

T2 = 122 + 554,8923 x2 .....(b)

Dari persamaan (a) dan (b) didapat nilai x2 = 0,30 ft = 0,09 m dan T2 = 289,77 ^{o}F.

12. *TOP MAN HOLE*

Top man hole terletak di bagian atas dan di samping lubang pemasukan gas pereaksi, Diameter *man hole* berkisar 14 - 24 in (Backrust and Harker, 1973), Diambil diameter *man hole* 16 in dan dipakai pipa nominal size 16 in IPS *Schedule* 30 dengan OD = 16 in dan ID = 15,25 in.

13. *INERT BALLAST*

Berfungsi untuk melindungi katalisator dari pengaruh langsung aliran gas sekaligus untuk meratakan aliran gas (Rase and Barrow,1957), *Inert ballast* berupa bola – bola keramik dengan tebal tumpukan 0 – 6 in, diambil in dan diletakkan di atas dan di bawah tumpukan katalisator.

14. *BALLAST SEPARATOR SCREEN*

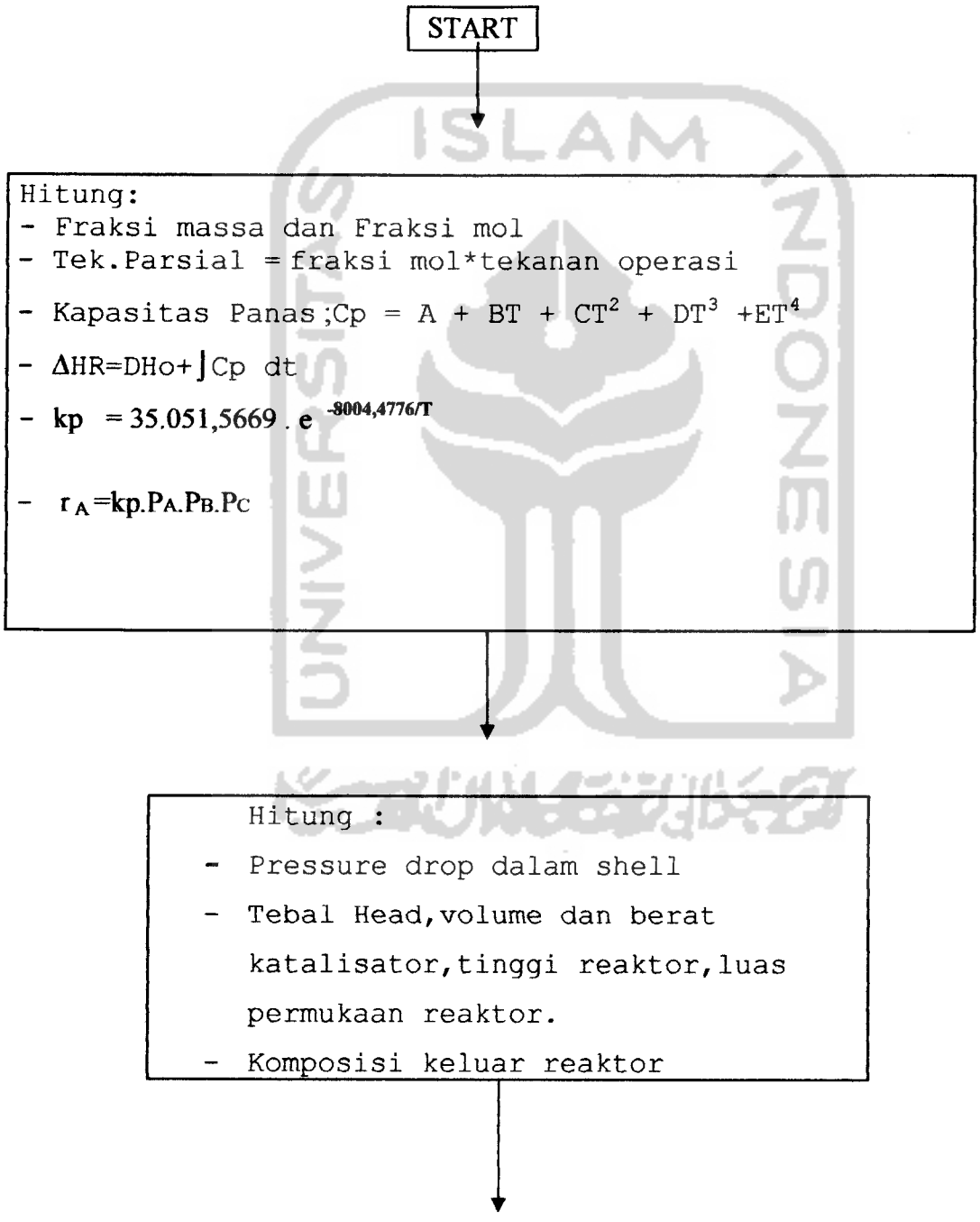
Terletak di bagian atas dan bawah tumpukan katalisator dengan ukuran *screen* 5 *mesh* (Rase and Barrow).

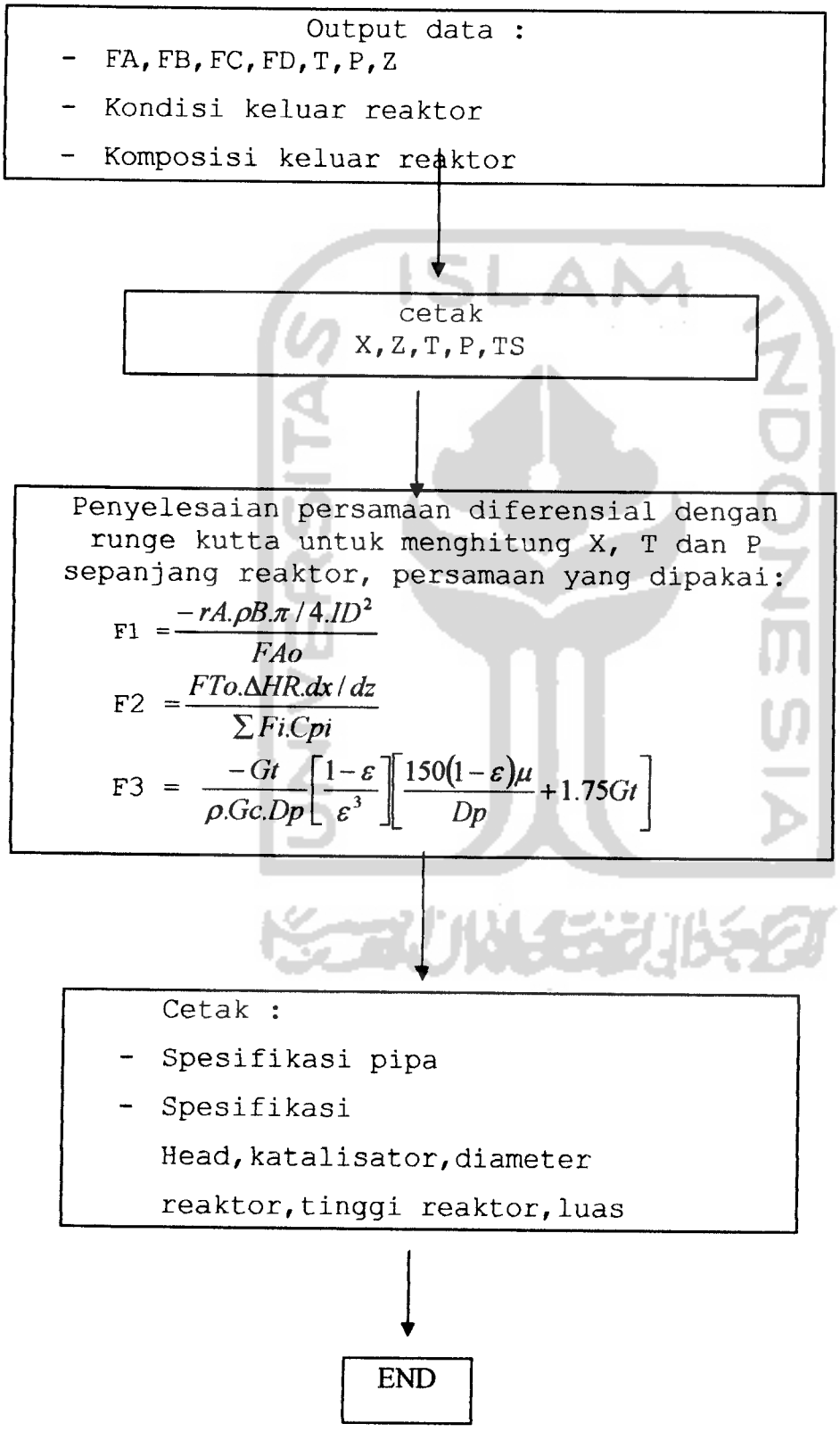
15. DISTRIBUTOR

Distributor berfungsi meratakan aliran gas masuk, Dipakai *multiple baffle distributor concentric cones type* dan dipasan pada akhir pemasukan gas.

ALGORITMA PERHITUNGAN

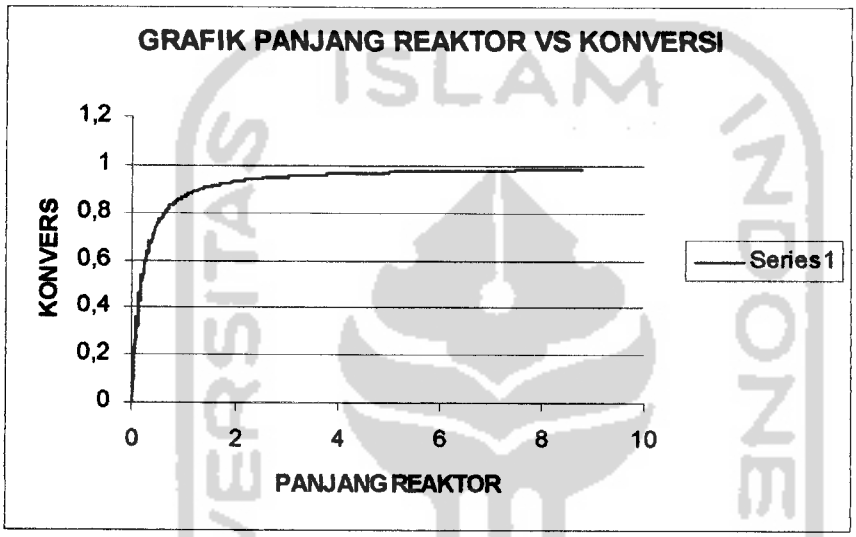
PERHITUNGAN TINGGI TUMPUKAN KATALISATOR



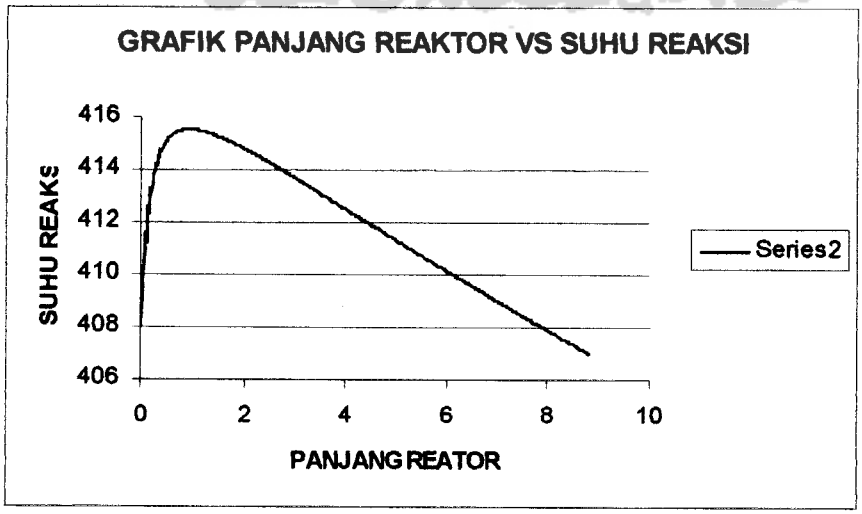

Output data :
- FA, FB, FC, FD, T, P, Z
- Kondisi keluar reaktor
- Komposisi keluar reaktor
cetak
X, Z, T, P, TS
Penyelesaian persamaan diferensial dengan runge kutta untuk menghitung X, T dan P sepanjang reaktor, persamaan yang dipakai:
F1 = $\frac{-rA.\rho B.\pi / 4.ID^2}{FAo}$
F2 = $\frac{FTo.\Delta HR.dx/dz}{\sum Fi.Cpi}$
F3 = $\frac{-Gt}{\rho.Gc.Dp}\left[\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right]\left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp}+1.75Gt\right]$
Cetak :
- Spesifikasi pipa
- Spesifikasi
Head, katalisator, diameter
reaktor, tinggi reaktor, luas
END

GRAFIK REAKTOR

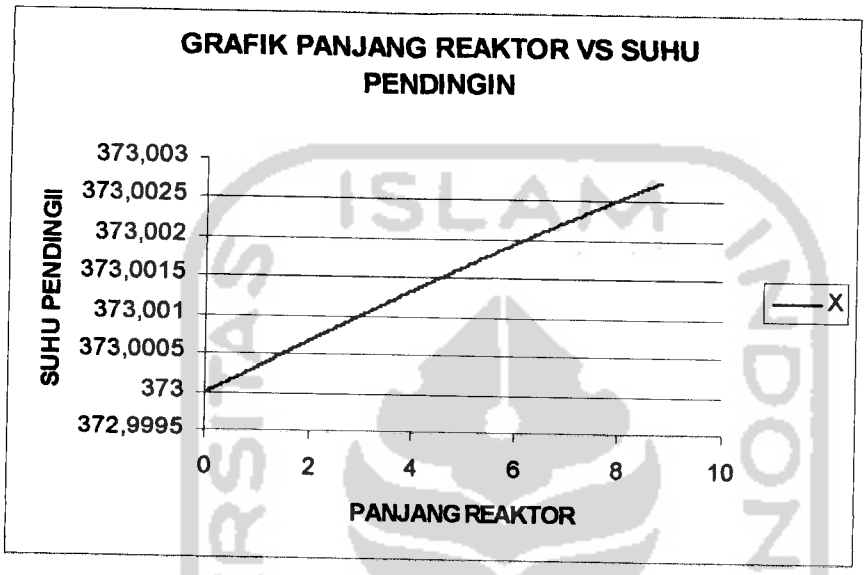
Grafik 1.1 Panjang reactor vs Konversi

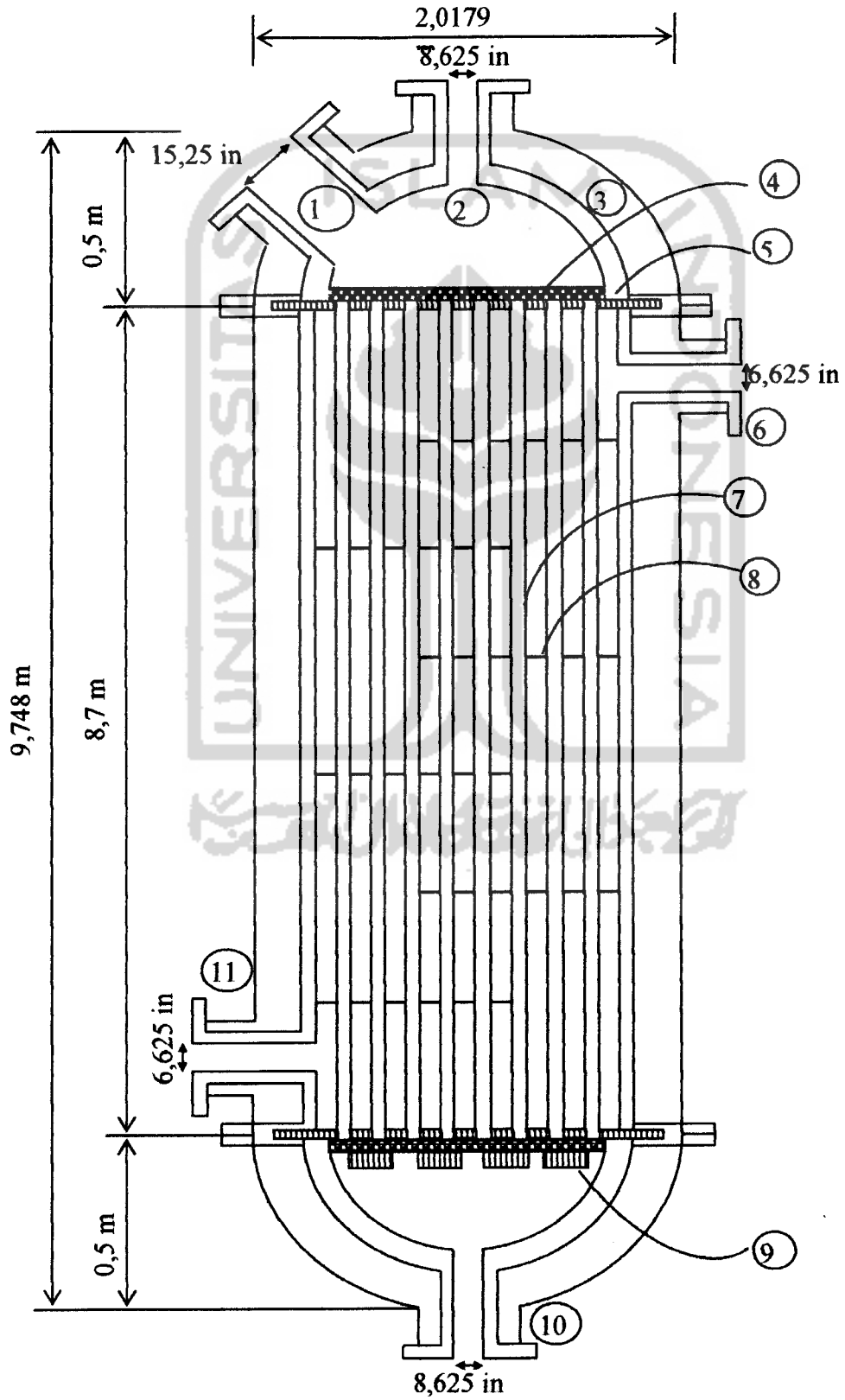


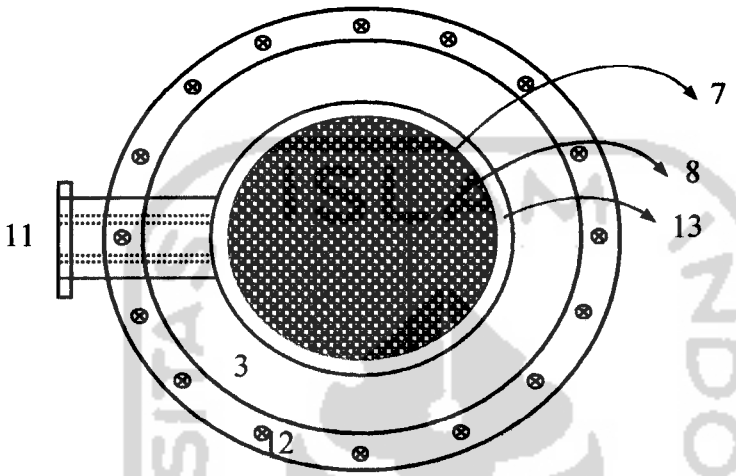
Grafik 1.2 Panjang reactor vs Suhu reaksi



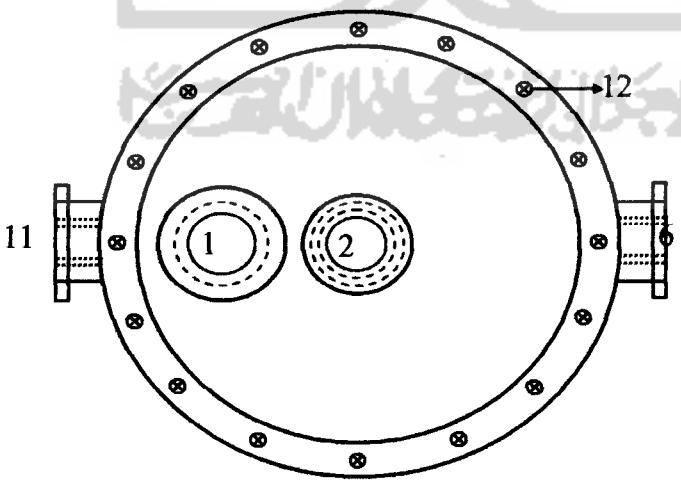
Grafik 1.3 Panjang reactor vs Suhu pendingin




2,0179
8,625 in
15,25 in
0,5 m
1
2
3
4
5
6,625 in
6
7
8
9,748 m
8,7 m
11
6,625 in
0,5 m
9
10
8,625 in



POTONGAN A – A



TAMPAK ATAS

Keterangan :

1. Top Man hole
2. Pipa Reaktor Masuk
3. Isolasi
4. Inert Ballast Dinding Reaktor
5. Tube Sheet
6. Pipa Pendingin Masuk
7. Pipa Berisi Katalis
8. Baffle
9. Grid Support
10. Pipa Hasil Reaktor
11. Pipa pendingin Keluar
12. Baut
13. Dinding Reaktor

REAKTOR (R2)

Tugas : Mereaksikan Propanal dan gas Hidrogen menjadi Produk utama N-Propanol, sebanyak 5455,3133 kg/jam.

Jenis : Reaktor Katalitik *Fixed Bed Singletube.*

Menurut studi yang dilakukan oleh Otto Roelan pada tahun 1938 yang dimuat di dalam buku karangan *Kirk and Othmer* pada tahun 1978, *Ullman's* Vol. 22A 1993, dan *Enchyclopedy* Vol. 16 halaman 637, kondisi operasi reaksi pembuatan N-Propanol dari *hydrogen* dan Propanal adalah :

Kondisi operasi reaksi Oxo adalah :

Suhu umpan	:	100 - 117 ^{0}C
Tekanan	:	≥ 6,8 atm
Fase	:	Gas
Katalisator	:	*Nickel* dengan penyangga *Kieselguhr*
Bentuk	:	Silinder
Diameter Panjang	: :	4,5 mm 5,5 mm
Bulk Density	:	117 kg/m^3
Reaksi	:	*Eksotermis*

Reaktan mendifusi ke katalis dan reaksi terjadi pada permukaan katalis. Reaktor beroperasi secara Endotermis adiabatis. Reaktan masuk pada suhu 117 ^{o}C dan tekanan 6,8 atm. Konversi yang didapat adalah 98 %, karena masih ada sebagian reaktan yang belum bereaksi maka diperlukan *recycle* reaktan dari hasil atas *Separatot Drum 02.*

Persamaan reaksi yang terjadi adalah :

reaksi utama : $C_3H_6O + H_2 \rightarrow C_3H_8O$ (x : 98%)

reaksi samping : $2C_3H_8O \rightarrow C_6H_{14}O + H_2$ (x : 0,5%)

KINETIKA REAKSI

Perbandingan H_2 dan C_3H_6O = 14 : 1, sehingga reaksi orde satu semu terhadap C_3H_6O. untuk mencari nilai konstanta kecepatan reaksi digunakan reaksi utama saja karena konversi N-Propanal menjadi N-Propanol jauh lebih besar dibandingkan N-Propanol menjadi Diisopropyl eter dan air, yakni 98 % : 0,5 %.

Misal C_3H_6O = A ; H_2 = B ; C_3H_8O= C ;

$(-rp) = kp.PA$ .... (1)

$PA = (FA/FT).PT$

$(-rp) = kp.(FA/FT).PT$

dengan :

rp = kecepatan reaksi

kp = konstanta kecepatan reaksi. (kgmol/kgkatalis jam)

$\Delta hr, 298 = \Delta Hf^{\circ}$ Produk - ΔHf° Reaktan

$\Delta Hf, C_3H_6O$ = - 45,895 kal / gmol.

$\Delta Hf, C_3H_8O$ = - 61,28 kal / gmol.

$\Delta hr, 298$ = - 61,28 kal / gmol – (- 45,895 kal / gmol.)

= - 15,385 kal / gmol.

Tabel 1.1

komponen	α	β	γ	δ
C_3H_6O	11,723	2,614E-01	-1,3E-04	2,126E-08
H_2	27,143	9,273E-03	-1,38E05	7,645E-09
C_3H_8O	2,47	3,325E-01	-1,855E-04	4,295E-08
Δ	-36,396	0,6183E-01	4,17E-05	1,4045E-08

ΔHR = -15,385 + (-36,396(T-298) + 0,061827/2 (T^2 - 298^2) +

4,17E-05/3 (T^3 - 298^3) + 1,4045E-08/4 (T^4 – 298^4)

ΔHR = 39,5 kkal / gmol.

Ea = 11,5 + 0,25 (-ΔHR, 393)

Analog reaksi METANASI CO_2 :

$$CO_2 + H_2 \longrightarrow CH4 + 4H2O$$

Ea estimasi = 11,5 + 0,25 (39,5)

= 21,375 kkal / gmol.

Ea sebenarnya =18,7935 kkal / gmol.

Ea estimasi N-Propanol = 11,5 + 0,25 (15,5985)

= 15,3995 kkal / gmol

Ea sebenarnya $= \frac{18,7935 \times 15,3995}{21,375}$

$= 13,5397$ kkal / gmol.

Persamaan *Archenius :*

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

Pada T = 100 – 170 °C;

P < 6,8 atm ;

$X_A = 0,98$;

6 HgV = 150/jam.

$k = (Fv / V) . 1 / \rho B \int_0 dX_A / 1-X_A$ .... (2)

Fv / V = 6 HgV

$k = 6$ HgV $/ \rho B$ Ln (1 – X_A)

= (150 / 117) . Ln (1- 0,98)

= 5,90059 liter / g.kat.jam.

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

= 5,90059 / $e^{(-13,5397/ 1,987\ 373\ )}$

= 2E+08

k = 2E+08 exp (-13,5397 / 1,987 T)

= 2E+08 exp (-6814,1419 /T)

kp = k / RT

= (2E+08 / 0,08206 T) exp (- 6814,1419 / T)

= (2,43E+09 / T) exp (- 6814,1419 / T).

(kgmol/kgkat.jam.atm)

(- rp) = kp . P_A .... (3)

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

Asumsi :

- Kondisi *steady state* sudah tercapai
- Perpindahan massa karena difusi diabaikan
- Gas dianggap mengikuti hukum gas ideal
- Panas hilang ke lingkungan diabaikan
- Suhu dalam katalis seragam

A. NERACA MASSA

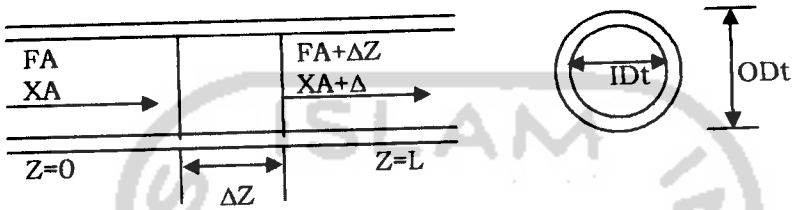
Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial (D/Dp = 8 – 50). (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (L/Dp ≥ 100). (Rase, 1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan.
4. *Steady state.*

Penyusunan model neraca massa dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang Δz dengan konversi X_A.

Elemen Volum $= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta z$

$= A \times \Delta z$



Neraca massa A (C_2H_4) di fase gas pada elemen volume setebal ΔZ.

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$\left(FA|_Z\right) - \left(FA|_{Z+\Delta Z} + (-rA)\cdot \rho B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \Delta z\right) = 0$$

$$\frac{\left(FA|_Z\right) - \left(FA|_{Z+\Delta Z}\right)}{\Delta z} = -(-rA)\cdot \rho B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

jika $\Delta z \rightarrow 0$ maka diperoleh :

$$\frac{dFA}{dz} = -(-rA)\cdot \rho B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

karena $F_A = F_{A0}(1 - X_A)$

$$dF_A = -F_{A0}\, dX_A$$

didapat :

$$\frac{dXA}{dz} = (-rA)\cdot \rho B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

dengan :

ρ_B = *bulk density* dari katalisator, kg/m^3

ID = diameter dalam pipa, m

B. NERACA PANAS

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien suhu ke arah radial (D/Dp = 8 – 50). (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (L/Dp ≥ 100). (Rase, 1977)
3. Gradien suhu intra partikel dan interfase diabaikan.
4. *Steady state.*
5. Kapasitas panas gas (Cp) dan viskositas gas (μ) merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak.

Penyusunan model neraca panas dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang Δz dengan konversi X_A, suhu gas T.

Neraca panas fase gas pada elemen volume

(rate of input) – (rate of output) + heat of reaction = (rate of acc.)

$$H|_Z - H|_{Z+\Delta Z} - \rho b \cdot r \cdot (-\Delta HRT) \cdot \Delta Z = 0$$

$$\frac{H|_{Z+\Delta Z} - H|_Z}{\Delta Z} + \rho b \cdot r \cdot (-\Delta HRT) \cdot \Delta Z = 0$$

$$Lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dH}{dZ} = -(\rho b \cdot r \cdot (-\Delta HRT))$$

$$\frac{dH}{dZ} = -\rho b \cdot -r \cdot (-\Delta HRT)$$

$$\frac{dH}{dZ} = \rho b \cdot r \cdot (\Delta HRT)$$

Dimana : H = m.Cp.dT

$$m \cdot Cp \cdot \rho \frac{dT}{dZ} = \rho b \cdot -Ft_0 \cdot \frac{dZt}{dW}$$

dengan :

$$dW = A_C \cdot \rho b \cdot dZ$$

$$m \cdot Cp \cdot \rho \cdot \frac{dT}{dZ} = \frac{\rho b \cdot -Ft_0 \cdot dZt \cdot (\Delta HRT)}{A_C \cdot \rho b \cdot dZ}$$

$$A_C \cdot m \cdot Cp \cdot \rho \cdot dZ \cdot \frac{dT}{dZ} = -Ft_0 \cdot dZt$$

dengan :

$$Ft = A_C \cdot m \cdot \rho$$

maka :

$$Ft \cdot Cp \cdot dT = -Ft_0 \cdot dZt \cdot (\Delta HRT)$$

sehingga :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{-Ft_0 \cdot (\Delta HRT)}{Ft \cdot Cp}$$

C. *PRESSURE DROP*

Pressure drop pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Walas, 1959) :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot Dp} \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1-\varepsilon) \cdot \mu}{Dp} \div 1{,}75G \right]$$

dengan :

dP = *pressure drop*, lb/ft^2

dz = tebal tumpukan katalisator, ft

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, lb/j.ft^2

ρ = densitas gas,lb/cuft

Dp = diameter ekivalen katalisator,ft

g = konstanta percepatan gravitasi bumi, ft/j^2

ε = porositas tumpukan katalis

μ = viskositas gas, lb/j/ft

DATA DAN ESTIMASI SIFAT-SIFAT FISIS

1. Berat Molekul Rata-Rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^{N} yi \cdot BMi$$

dengan :

y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = berat molekul komponen I

2. Densitas Campuran Gas (ρ_G)

$$\rho_G = \frac{P \cdot BM_G}{R \cdot T}$$

dengan :

P = tekanan total, atm

BM_G = berat molekul rata-rata gas, kg/kmol

3. Viskositas Gas (μ_G)

$\mu_G = A + BT + CT^2$ dengan konstanta A, B dan C (*chemical properties handbook, Carl Yaws*) sebagai berikut :

Tabel 1.2 Data Viskositas gas komponen

FORMULA	A	B	C	μ(mikropoise)
H2	2,7758E+01	2,1200E-01	-3,2800E-05	1,0545E+02
CH4	3,8440E+00	4,0112E+01	-1,4303E-04	1,5626E+04
C3H6O	-1,489E+01	3,2999E-01	-5,9490E-05	1,0476E+02
C3H8O	-14,894	3,2171E-01	-5,8021E-05	1,0175E+02
H2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05	1,2802E+02
C6H14O	-14,251	2,9988E-01	-5,4923E-05	9,4348E+01

sedangkan untuk viskositas campuran gas :

$$\mu_M = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot BM_i^{0,5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0,5}} \cdot 360, \quad kg/j/m \quad \text{(Perry, 1984)}$$

dengan :

μ_i = viskositas gas, kg/j/m

BMi = berat molekul komponen i, kg/kgmol

yi = fraksi mol komponen i

4. Panas Reaksi (ΔH_R)

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \int_{298}^{T} \Delta Cp \, dT \text{ , kcal/kgmol. (Kirk and Othmer)}$$

Data kapasitas panas komponen (Cp) :

$Cp = A + B.T + C.T^2 + D.T^3$ (Carl,Yaws)

Nilai konstanta A, B, C, dan D untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut :

Tabel 1.3 Data Kapasitas Panas

FORMULA	A	B	C	D	E
H2	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
CH4	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-09	3,9321E-11
C3H6O	58,911	4,8385E-03	3,3514E-04	-3,0509E-07	8,3205E-11
C3H8O	31,507	2,3082E-01	-7,8983E-05	6,3696E-09	8,6908E-13
H2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
C6H14O	92,068	1,1054E-01	5,8784E-04	-6,1854E-07	1,7855E-10

Kapasitas panas campuran gas dihitung dengan persamaan :

$$Cp_G = \sum_{i=1}^{N} y_i \cdot Cp_i$$

dengan :

Cp_G = kapasitas panas campuran gas, kJ/kmol.K

$\Delta Cp = \Delta A + \Delta B.T + \Delta C.T^2 + \Delta D.T^3$

MECHANICAL DESIGN

Hasil Perhitungan

- Tebal Katalis : 8,35 m
- Suhu (T) : 390 K
- Diameter : 2,54 m
- Tekanan : 6,8 atm
- Fa_0 : 5455,3133 kg/kgmol
- $\rho_{katalis}$: 117 kg/m^3
- $L_{katalis}$: 5,5 mm
- Δz : 0,05 m
- Rongga Katalis (ε) : 0,38

1. Menentukan *Bed* Reaktor

Volume Katalis = $\frac{\pi}{4}.ID^2.L$

= 16,65 m^3

2. Porositas / *Void Fraction Bed Katalisator*

Ukuran Katalisator berbentuk bola dengan *normal packing* / susunan normal dari fig. 2.23, Brown 66, 1978 P. 214, maka ε = 0,38.

Jadi volume Bed = $\frac{volumekatalis}{(1-\varepsilon)}$

= 26,85 m^3

$\frac{L}{D}$ = 3,2874

3. Diameter *Bed*

Diameter *Bed* = $\left[\frac{4V}{L/D.\pi}\right]^{1/3}$ = 2,54 m

4. Tinggi *Bed*

Tinggi *Bed* = diameter bed x L/D

= 8,35 m

5. Tinggi *Head* Reaktor

Tekanan kurang dari 200 psi (tekanan operasi = 293,9190 psi) dipilih jenis *Elliptical Dished Head.*

Diambil perbandingan = sumbu panjang : sumbu pendek

= 2 :1

Tinggi *Head* = 2,54 /4 = 0,635 m

6. Tinggi Reaktor

Jadi ukuran tinggi reaktor :

2 x *dished reaktor* + *catalyst support* + ruang kosong diatas bed + tinggi *bed*

= 1,27 m + (0,4 m) + 0,2 m + 8,35 m

= 10,22 m

Maka ukuran reaktor :

Tinggi = 10,22 m

Diameter = 2,54 m

8. Tebal dinding reaktor

Bahan : *Carbon Steel* SA - 283 *Grade* C

f = 12050 psi

Sambungan : *double - welded butt joint*

E = 0,85

Jenis : *Elliptical Dished Head*

$P_{operasi}$ = 6,8 atm = 99,932 psia

Pdesign = (1,5 x $P_{operasi}$) = 119,919 psig

ID = 2,54 m = 100 in

r_i = 50 in

Tebal *plate* minimum untuk membuat dinding (*shell*) reaktor, dihitung dengan persamaan (Brownell, 1959) :

$$t_s = \frac{P.r_i}{f.E - 0,6.P} + c = 1 \text{in}$$

dengan :

t_s = tebal *shell*, in

f = *maximum allowable stress*, psi

P = tekanan *design*, psi

r_i = jari-jari dalam *shell*, in

E = *welded - joint efficiency*

c = *corrosion allowance* = 0,125 in

9. Tebal *Head*

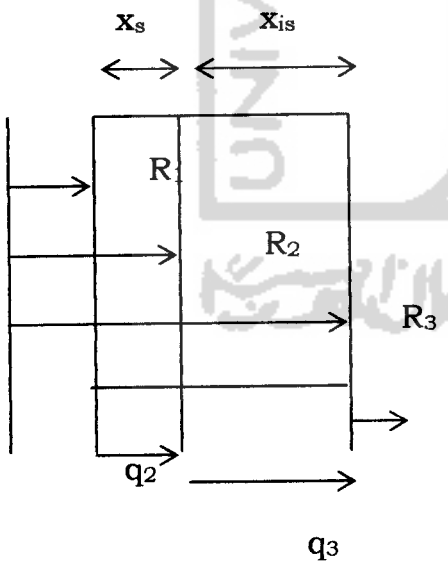
Bahan : *Carbon Steel* SA - 204 *Grade* A

Jenis : *Torispherical dishead Head*

$$tmin = \frac{P.D}{2.fall.E - 0{,}2.P} + C = 1 \text{ in}$$

10. Tebal Isolasi

Meskipun sebenarnya dengan panas hilang ke lingkungan akan mengurangi beban pendinginan, akan tetapi karena suhu reaktor cukup tinggi maka demi keamanan dinding reaktor perlu diisolasi. Suhu luar isolasi dismbil 60 ^{o}C. Bahan isolasi dipilih asbestos yang memiliki konduktivitas panas sebagai berikut :



Keterangan :
R_1 = jari-jari dalam shell
R_2 = jari-jari luar shell
R_3 = jari-jari luar setelah disolasi
q_2 = konveksi di dalam shell
q_3 = konduksi di dalam isolator
q_4 = konveksi ke udara
x_s = tebal dinding shell
x_{is} = tebal isolator

Gambar 2. Isolasi Dinding Luar Reaktor

Sifat baja dipilih Plain Carbon Steel C-05 Mo dengan harga k dicari dengan interpolasi. Harga k baja = 23,49 Btu/h.ft.°F. (Kern, p.795)

Isolasi dipilih asbestos dengan harga k dicari dg interpolasi.

Harga k asbestos = 0,1163 Btu/h.ft.°F. (Kern, p.795)

Sifat sifat udara pada suhu Tf = 41°C = 314,15°K, dicari dengan cara interpolasi dari tabel 6A, Holman 1987 didapat :

- ρ = 1,1266 kg/m3
  = 0,0702 lb/ft3
- μ = 2,01E-05 kg/m.s
  = 0,0488 lb/fts
- Cp= 1,0066 kj/kg°C
  = 0,2404 Btu/lbm°F
- k = 0,0273 W/m°C
  = 0,0158 Btu/ft°F
- v = 1,79 E-06 m2/s
  = 0,6955 ft2/jam

Asumsi :

L = 3 m
= 9,84 ft

Tu = 32,00 °C
= 89,60 °F

= 305,15 ^{o}K

Tw = 50,00 ^{o}C

= 122,00 ^{o}F

= 323,15 ^{o}K

Tf = 105,80 ^{o}F

= 41,00 ^{o}C

= 314,15 ^{o}K

β = 0,0095 ^{o}F

Δ = 16,200 ^{o}F

gc = 4,17E+08 lb/ftjam

- Menghitung *Grashof Number*

$$Gr = \frac{I^3 * \rho^2 * \beta * gc * \Delta t}{\mu^2}$$ = 3,597E+09

- Menghitung *Prandtl Number*

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{k}$$ = 0,7395

- Menghitung Ra

Ra = Gr . Pr = 2,6598E+09

Untuk $10^9 < Ra < 10^{13}$

$h = 0,95 * \Delta T^{1/3} = 2,4038$

- Menghitung Qc

Qc= h*π*(ODs+2*Xis)*L*(Tis-Tu)

$$= 25.870,2114 + 13.396,36 \; . \; Xis$$

- Menghitung Qk

$$Qk = \frac{tr - ts}{\frac{1}{2\pi kL} Ln\frac{ODs}{IDs} + \frac{1}{2\pi k_{is} L} Ln\frac{ODs + 2*Xis}{ODs}}$$

$$Qk = \frac{707 - 122}{\frac{1}{2*3.14*2349\frac{Btu}{hftF}*6.5604ft} *Ln\frac{20}{19.25} + \frac{1}{2*3.14*0.1267\frac{Btu}{hftF}*6.5604ft} *Ln\frac{20+2*Xis}{20}}$$

$$Qk = \frac{585}{(3.9496E-05) + (0.1916)*Ln\frac{20+2*Xis}{20}}$$

dengan cara *trial and error* diperoleh Xis = 0,8032 ft

= 9,6385 in

= 0,2448 m

Jadi panas yang hilang ke lingkungan

= 15006,8162 btu/jam

= 1,0505 kkal/s

11. Diameter Pipa Pemasukan Umpan dan Pengeluaran Hasil

1. Menentukan diameter optikal saluran gas masuk reaktor.

$D_{opt} = 282.G^{0.52} - \rho^{-0.37}$ (coulson,1983)

G = umpan total reaktor = 1,5154 kg/detik

T masuk reaktor = 117 ^{o}C = 390 ^{o}K

BM camp = 30,1008 kg/kgmol

R = 0,0821 atm.m^3/kgmol.^{o}K

P = 6,8 atm

ρ gas = 0,0484 g/cm^3

D_{opt} = 489,7052 mm

= 19,2797 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nps = 20 inchi

Sch N= 20

OD = 20 in

ID = 19,25

2. Menentukan diameter optikal saluran gas keluar reaktor.

G = umpan total reaktor = 1,5154 kg/detik

T masuk reaktor = 117 ^oC = 390 ^oK

BM camp = 30,1088 kg/kgmol

R = 0,0821 atm.m^3/kgmol.^oK

P = 6,7 atm

D_{opt} = 506,0664 mm

= 19,9239 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nps = 20 inchi

Sch N= 20

OD = 20 inchi

ID = 19,25

Dari perhitungan di atas diperoleh persamaan – persamaan sebagai berikut :

1. $$\frac{dXA}{dz} = (-rA) \cdot \rho B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

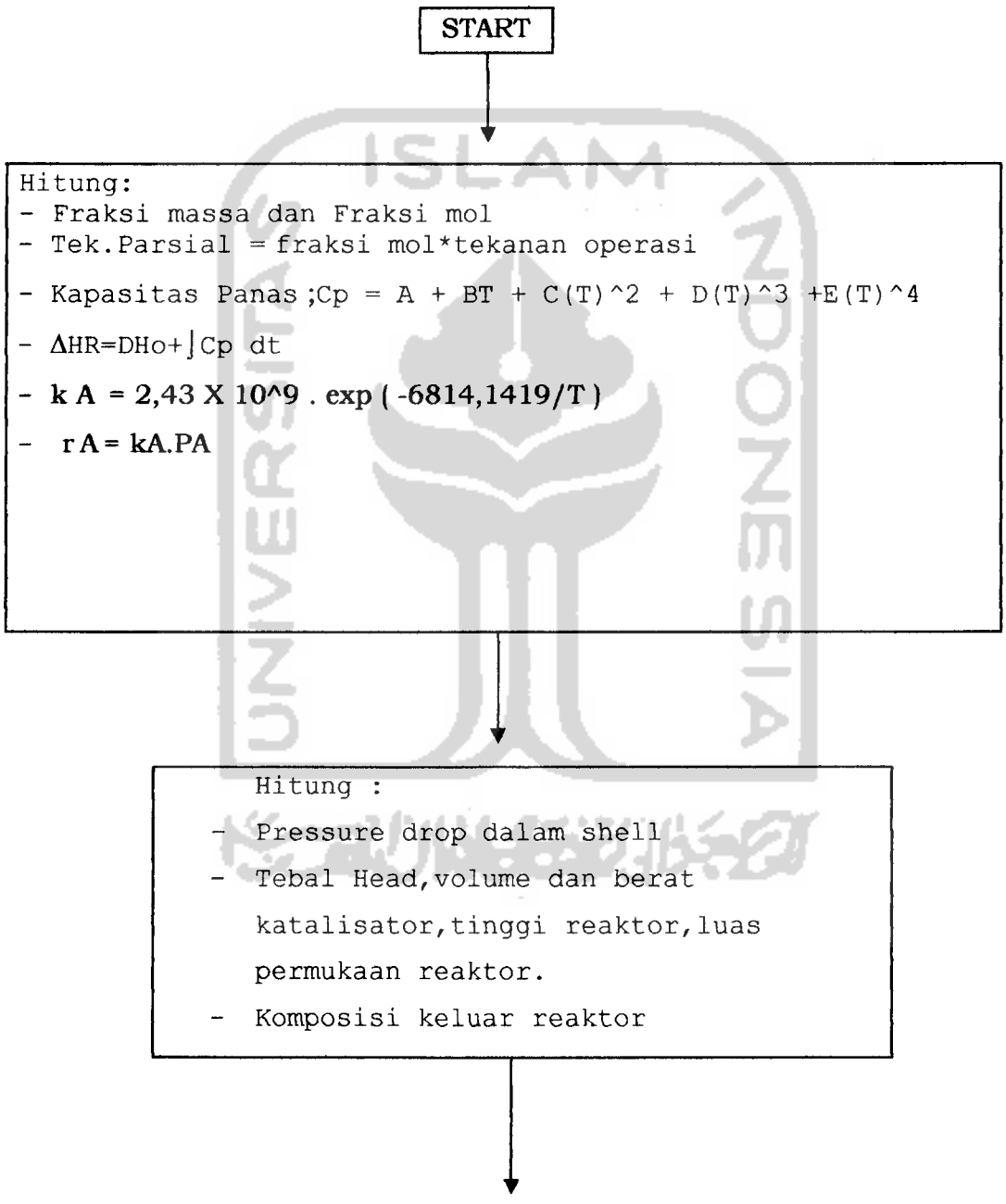
2. $$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{To} \cdot \frac{dX_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R)}{\sum (Fi \cdot Cpi)}$$

3. $$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot Dp} \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1-\varepsilon) \cdot \mu}{Dp} + 1{,}75G \right]$$

Persamaan diatas dapat diselesaikan dengan metode *Runge – Kutta* untuk mendapatkan distribusi nilai X, T, dan P sepanjang z (panjang reaktor).

ALGORITMA PERHITUNGAN

PERHITUNGAN TINGGI TUMPUKAN KATALISATOR



Output data :
- FA, FB, FC, FD, T, P, Z
- Kondisi keluar reaktor
- Komposisi keluar reaktor

cetak
X, Z, T, P, TS

Penyelesaian persamaan diferensial dengan runge kutta untuk menghitung X, T dan P sepanjang reaktor, persamaan yang dipakai:

$$F1 = \frac{-rA.\rho B.\pi / 4.ID^2}{FAo}$$

$$F2 = \frac{FTo.\Delta HR.dx/dz}{\sum Fi.Cpi}$$

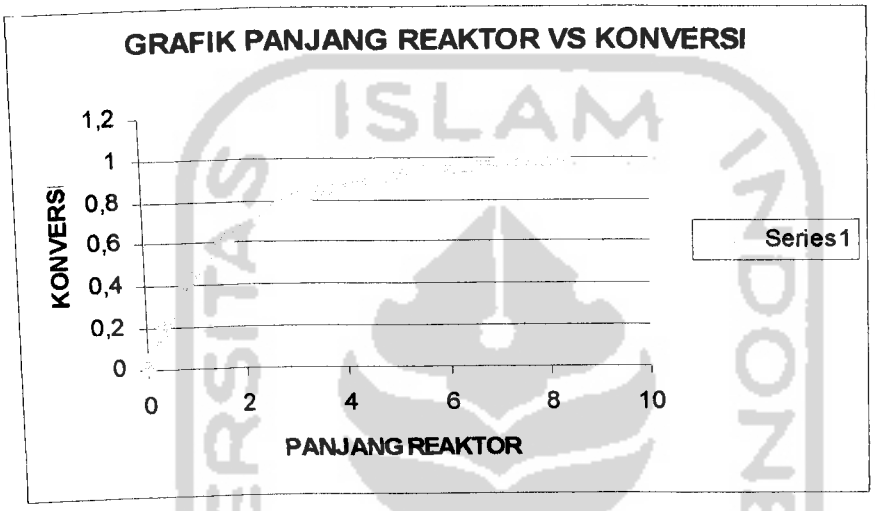
$$F3 = \frac{-Gt}{\rho.Gc.Dp}\left[\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right]\left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp} + 1.75Gt\right]$$

Cetak :
- Spesifikasi pipa
- Spesifikasi Head, katalisator, diameter reaktor, tinggi reaktor, luas permukaan reaktor.

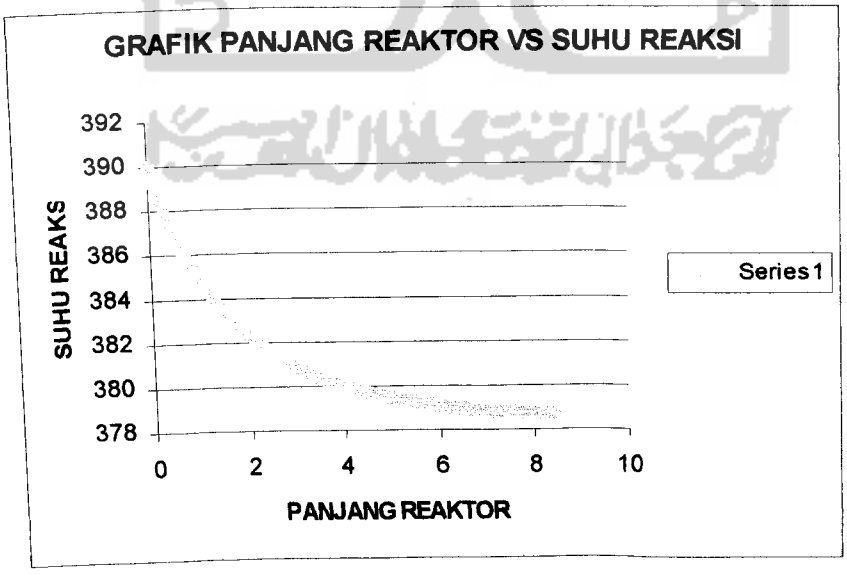
END

GRAFIK REAKTOR

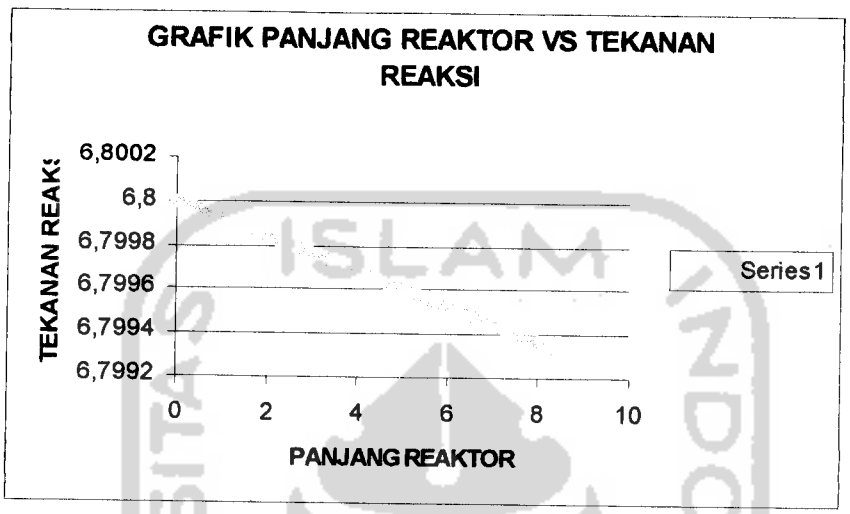
Grafik 1. konversi vs panjang reaktor

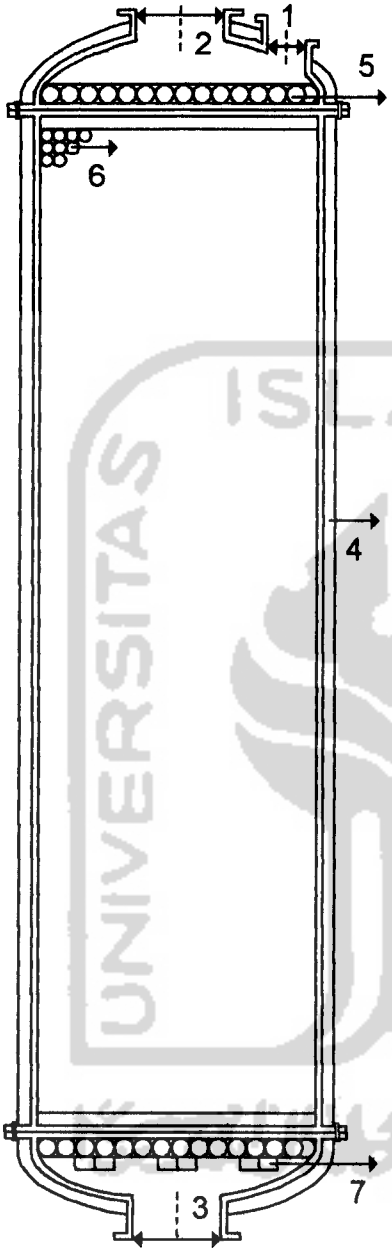


Grafik 2. suhu reaksi vs panjang reaktor



Grafik 3. Tekanan vs panjang reaktor



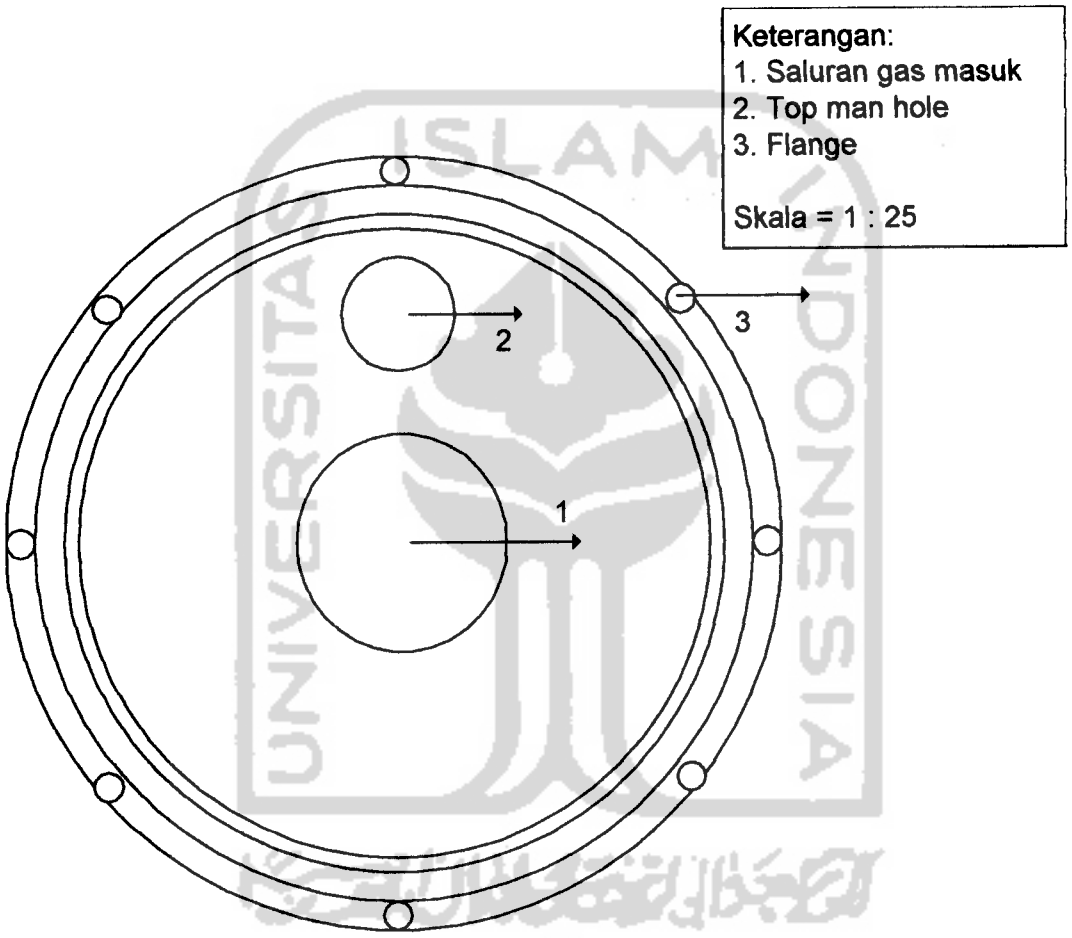


Keterangan :
1. Top man hole
2. Saluran gas masuk
3. Saluran gas keluar
4. Isolasi
5. Inert ballast
6. Katalis
7. Grid support

Skala = 1:60

Gambar 12. Penampang Bujur Reaktor 2

GAMBAR REAKTOR - 02



Gambar 13. Tampak Atas Reaktor 2