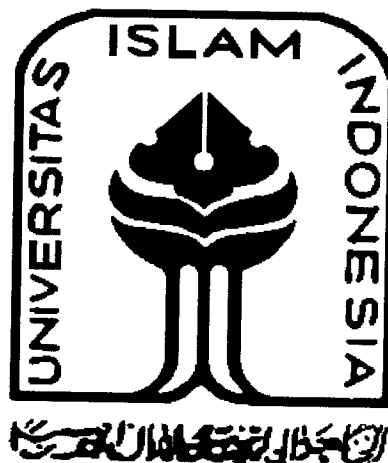


**PRA RANCANGAN PABRIK METHYLPHENYLAMINE
DARI ANILINE DAN METHANOL
DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Disusun oleh :

Nama : Filtra Dwiyana .N

Nama : Devi Mulasari

No. Mahasiswa: 02 521 117

No. Mahasiswa: 02 521 253

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

2007

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Filtra Dwiyana.N
No Mahasiswa: 02 521 117

Nama : Devi Mulasari
No Mahasiswa: 02 521 253

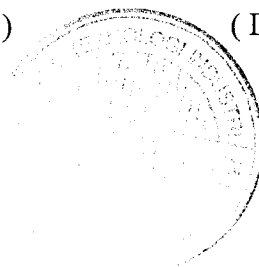
Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Jogjakarta, Desember 2006

(Filtra Dwiyana.N)

(Devi Mulasari)



LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK
METHYLPHENYLAMINE
DARI ANILINE DAN METHANOL DENGAN
KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR


Diajukan sebagai salah satu syarat
untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia

Disusun Oleh :

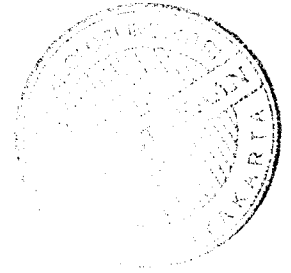
Nama : **FILTRA DWIYANA. N**
No. Mahasiswa : **02 521 117**
Nama : **DEVI MULIASARI**
No. Mahasiswa : **02 521 253**

Jogjakarta, Januari 2007

Dosen Pembimbing



(**Dr.Ir.Farham HM Saleh, MSIE**)



PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK METHYLPHENYLAMINE DARI ANILINE DAN METHANOL DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

oleh :

Nama : Filtra Dwiyana .N
No.Mhs : 02 521 117

Nama : Devi Muliasari
No. Mhs : 02 521 253

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi
Industri Universitas Islam Indonesia

Jogjakarta, Januari 2007

Tim Penguji

Farham HM Saleh, Dr. Ir., MSIE

Ketua

Asmanto Subagyo, M.Sc

Penguji I

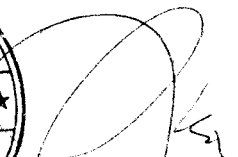
Praktikno Hidayat, Ir., M.Sc.

Penguji II

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Hj. Kamariah Anwar, MS

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr, Wb.

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT, karena atas berkat rahmat dan karunia-Nyalah, penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “ **Prarancangan Pabrik Methylphenylamine dari Aniline dan Methanol dengan Kapasitas 15.000 Ton/Tahun**”, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Jogjakarta.

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

1. Allah SWT atas segala Rahmat dan Hidayah-Nya.
2. Bapak Ir. Fathul Wahid, ST.,MSc selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Dra Hj. Kamariah Anwar, MS selaku Dekan Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE selaku Dosen Pembimbing, atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
5. Kepada kedua Orang Tua kami tercinta atas doanya dan selalu mencurahkan kasih sayang dan bimbingannya serta dukungannya.

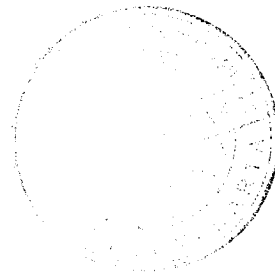
6. Kepada rekan – rekan seperjuangan Teknik Kimia '02, dan Almamater UII
Jogjakarta.

Penyusun sangat mengharapkan kritik dan saran dari pembaca demi
kesempurnaan tugas akhir ini, karena penyusun sadar masih banyak kekurangan.
Semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan banyak manfaat yang besar
bagi kita semua. **Amien.**

Wassalamu'alaikum, Wr, Wb.

Jogjakarta, November 2006

Penyusun



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
HALAMAN MOTTO	viii
KATA PENGANTAR	ix
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvi
INTISARI	xvii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Pemilihan Kapasitas Pabrik	2
1.3. Pemilihan Lokasi	3
1.4. Tinjauan Pustaka	5
1.5. Pemilihan Proses	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1. Spesifikasi Produk.....	7
2.2. Spesifikasi Bahan.....	8
2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu.....	9
2.4. Pengendalian Produksi.....	9

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses.....	12
3.3. Spesifikasi Peralatan Proses.....	13

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik.....	39
4.2. Tata Letak Pabrik.....	41
4.3. Tata Letak Alat-alat Proses Utama.....	42
4.4. Alir Proses dan Material.....	45
4.4.1. Neraca Massa Overall.....	45
4.4.2. Neraca Massa Tiap Alat.....	46
4.4.1. Neraca Panas Tiap Alat.....	49
4.5. Alat Pendukung Proses (Utilitas).....	54
4.5.1. Kebutuhan dan Pengadaan Air.....	54
4.5.2. Spesifikasi Alat Utilitas.....	56
4.5.3. Pengadaan Steam.....	66
4.5.4. Pengadaan Udara.....	70
4.5.5. Penyediaan Bahan Bakar dan Listrik.....	70
4.6. Struktur Organisasi.....	77
4.6.1. Tugas dan Wewenang.....	79
4.6.2. Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	85
4.6.3. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan,dan Gaji.....	87
4.6.4. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	89
4.6.5. Manajemen Perusahaan.....	90

4.7. Evaluasi Ekonomi.....	92
4.7.1. Penafsiran Harga Peralatan.....	92
4.7.2. Dasar Perhitungan.....	94
4.7.3. Perhitungan Biaya.....	94
4.7.4. Analisa Kelayakan	102

BAB V KESIMPULAN.....	104
------------------------------	------------

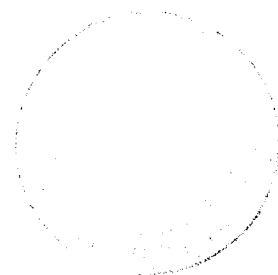
DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data kebutuhan import Methylphenylamine di Indonesia.....	2
Tabel 1.2. Alkilasi Aniline.....	6
Tabel 4.1 Neraca Massa Total.....	45
Tabel 4.2. Neraca Massa Reaktor-01.....	46
Tabel 4.3. Neraca Massa Condensor Parsial-01.....	47
Tabel 4.4. Neraca Massa Menara Destilasi I.....	48
Tabel 4.5. Neraca Massa Menara Destilasi II.....	49
Tabel 4.6. Neraca Panas Vaporizer-01.....	49
Tabel 4.7. Neraca Panas Vaporizer-02.....	50
Tabel 4.8. Neraca Panas Reaktor.....	50
Tabel 4.9. Neraca Panas MD I.....	51
Tabel 4.10. Neraca Panas MD II.....	51
Tabel 4.11. Neraca Panas HE-01.....	51
Tabel 4.12. Neraca Panas HE-02.....	52
Tabel 4.13. Neraca Panas HE-03.....	52
Tabel 4.14. Neraca Panas Cooler 01.....	52
Tabel 4.15. Neraca Panas Cooler 02.....	53
Tabel 4.16. Neraca Panas Cooler -03.....	53
Tabel 4.17. Neraca Panas Cooler -04.....	53
Tabel 4.18. Pengadaan Listrik Alat Proses.....	71
Tabel 4.19. Pengadaan Listrik Alat Utilitas.....	72
Tabel 4.20. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu.....	86
Tabel 4.21. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	87

Tabel 4.22. Harga Indeks <i>Chemical Engineering Plant</i>	93
Tabel 4.23. Physical Plant Cost.....	98
Tabel 4.24. Direct Plant Cost.....	98
Tabel 4.25. Fixed Capital Investment.....	99



DAFTAR GAMBAR

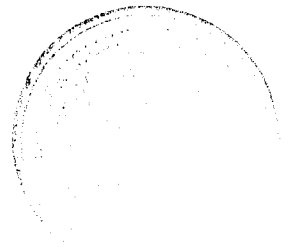
Gambar 1. Diagram Alir Kualitatif.....	37
Gambar 2. Diagram Alir Kuantitatif.....	38
Gambar 3. Tata Letak Pabrik.....	43
Gambar 4. Tata Letak Alat Proses.....	44
Gambar 5. Utilitas.....	76
Gambar 6. Struktur Organisasi.....	91
Gambar 7. Grafik Analisa Ekonomi.....	103

INTISARI

Pabrik yang dirancang merupakan salah satu badan usaha yang bergerak dibidang produksi methylphenylamine. Lokasi pabrik dengan luas tanah 30.000 m², berada di daerah Tangerang. Sumber bahan baku Aniline diimpor dari negara Cina dan methanol diperoleh dari Pertamina Pulau Bunyu dengan kapasitas 330.000 ton /tahun. Air sebagai bahan pembantu diperoleh dari sungai Cisadane.

Proses yang dilakukan meliputi reaksi alkilasi aniline dengan katalisator alumina, reaksi dijalankan dalam reaktor fixed bed multitube pada tekanan 2.7 atm dan suhu 235 °C. Untuk utilitas, listrik diperoleh dari PT. PLN dan cadangan listrik dengan menggunakan generator. Pengolahan air untuk keperluan pendingin dan domestik diperoleh dari sungai Cisadane di dekat pabrik. Jumlah karyawan 125 orang. Produk yang dihasilkan digunakan untuk dyes, intermediate, solvent pada pabrik vannilin dan sebagai stabilizer (acid acceptor).

Dari hasil evaluasi ekonomi diperoleh modal tetap sebesar Rp. 185.934.000.000,00 dan working capital sebesar Rp.158.103.000.000, ROI sebelum pajak 32.89 %, POT sebelum pajak selama 2.33 tahun, BEP sebesar 45.26 %, SDP 28.62 %, serta DCFR 20,42 %. Berdasarkan hasil evaluasi ini dapat disimpulkan bahwa pabrik methylphenylamine dari methanol dan aniline ini cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut.





BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Di era pembangunan memasuki persaingan pasar bebas ini bangsa Indonesia sedang giat untuk meningkatkan pembangunan yang sempat terhambat oleh krisis ekonomi yang berlangsung cukup lama, salah satu bidang yang mendapat perhatian yang cukup besar adalah bidang industri. Sejalan dengan kemajuan yang telah dicapai, maka pembangunan di bidang industri menjadi sangat penting untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri maupun untuk diekspor ke luar negeri. Selain mengurangi ketergantungan pada negara lain dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri, berkembangnya industri di Indonesia akan meningkatkan pertumbuhan ekonomi serta memperluas kesempatan kerja.

Untuk memenuhi kebutuhan methylphenylamine, negara kita masih mengimpor dari negara lain terutama dari Jepang dan Amerika Serikat. Permintaan akan methylphenylamine tersebut meningkat sejalan dengan tumbuhnya industri kimia lainnya.

Methylphenylamine merupakan salah satu bahan yang cukup penting dalam industri namun belum diproduksi di Indonesia. Zat ini banyak digunakan untuk bahan baku pembuatan industri cat, pelarut pada pabrik vanillin dan sebagai stabilizer (acid acceptor).



I.2. Pemilihan Kapasitas Pabrik

1.2.1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam: Statistik Perdagangan Indonesia tentang kebutuhan *methylphenylamine* di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat seperti yang terlihat pada tabel berikut :

Tabel 1.1. Data Kebutuhan Import *Methylphenylamine* di Indonesia

Tahun	Jumlah (kg/th)
1995	2.143.570
1996	2.038.340
1997	3.747.690
1998	4.029.620
1999	4.857.550
2000	6.362.560
2001	7.062.685

(sumber : BPS "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia : 2002")

Dari data statistik diketahui bahwa kebutuhan *methylphenylamine* di dalam negeri mengalami peningkatan dari tahun ke tahun begitu juga dengan kebutuhan luar negeri. Dengan pendekatan maka diperkirakan kebutuhan *methylphenylamine* pada tahun 2010 adalah sekitar 15.000 ton/tahun.

1.2.2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku *aniline* diimpor dari Negara Cina. Sedangkan bahan baku *methanol* diproduksi di Indonesia yaitu diproduksi oleh Pertamina Pulau Bunyu dengan kapasitas 330.000 ton/tahun dan PT. KMI (Kaltim Methanol Indonesia) dengan kapasitas 660.000ton/tahun.



Dengan memperhatikan kedua hal tersebut diatas, maka dalam perancangan Pabrik Methylphenylamine ini dipilih kapasitas 15.000 ton/tahun dengan pertimbangan antara lain :

1. dari aspek bahan baku, kebutuhan akan aniline dan methanol dapat tercukupi.
2. dari produksi pemasaran, produk methylphenylamine sebesar 15.000 ton/tahun dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
3. dapat memacu berdirinya industri-industri lain yang menggunakan methylphenylamine sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantunya.

I.3. Pemilihan Lokasi

Lokasi pabrik yang baik harus dapat memberikan kemungkinan memperluas pabrik dan memberikan keuntungan jangka panjang serta juga ditentukan pada pelaksanaan operasionalnya.

Beberapa hal yang menunjukkan lokasi pabrik yang baik adalah sebagai berikut :

- a. mampu melayani konsumen dan pelanggan dengan memuaskan.
- b. mampu mendapatkan bahan baku yang cukup dan berkeseimbangan dengan harga sampai ditempat cukup murah ditunjang dengan sarana transportasi yang memadai.
- c. mudah mendapatkan tenaga kerja.
- d. kemungkinan untuk memperluas pabrik dimasa mendatang ditinjau dari segi keuntungan yang dicapai maupun areal tanah untuk pabrik.



Pada dasarnya ada dua faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik, yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

a. Faktor primer meliputi :

1. letak pabrik terhadap pasar (market oriented).
2. letak pabrik terhadap sumber bahan baku (raw material oriented).
3. tersedianya sarana transportasi (transportation oriented).
4. adanya tenaga kerja yang murah (labour oriented).
5. tersedianya sumber air, tenaga listrik dan bahan baker yang cukup (power oriented).

b. Faktor sekunder meliputi :

1. harga tanah dan gedung.
2. kemungkinan perluasan pabrik.
3. tersedianya tempat perbelanjaan untuk kepentingan pabrik.
4. keadaan masyarakat daerah (adat istiadat, keamanan dan sikap)
5. keadaan tanah dan iklim.

Faktor-faktor tersebut perlu dipertimbangkan dalam menentukan lokasi disamping faktor bentuk, tujuan dan jenis pabrik.

Dengan memperhatikan faktor-faktor diatas, maka pembangunan pabrik methylphenylamine dipilih di Tangerang, Banten dengan pertimbangan bahan baku, pemasaran, sumber energi dan sumber air.



- a. Bahan baku pembuatan methylphenylamine yaitu aniline dan methanol mudah didapat karena kelancaran arus masuk bahan baku melalui Pelabuhan Tanjung Priok yang dekat dengan lokasi pabrik.
- b. Pemasaran produk methylphenylamine diutamakan untuk memenuhi kebutuhan di kawasan industri Jabotabek, sedang untuk daerah lain dapat memanfaatkan jasa Pelabuhan Tanjung Priok.
- c. Sumber energi dapat diperoleh dari kilang minyak Balongan sehingga dapat menjamin ketersediaan bahan bakar.
- d. Sumber air dapat diperoleh dari sungai Cisadane, yang dekat dengan lokasi pabrik.

I.4. Tinjauan Pustaka

Pembuatan methylphenylamine dengan bahan baku aniline dan methanol ada dua macam cara, yaitu :

1. Aniline direaksikan dengan methanol (bebas aseton) pada suhu 135 °C dan tekanan atmosferis dengan katalisator asam sulfat dalam fase cair diperoleh konversi 66 % (Canadian journal of Technology, January 1954, vol. 29).
2. Alkilasi aniline dengan katalisator alumina pada suhu 25 °C tekanan atmosferis pada fase gas diperoleh konversi sebagai berikut :

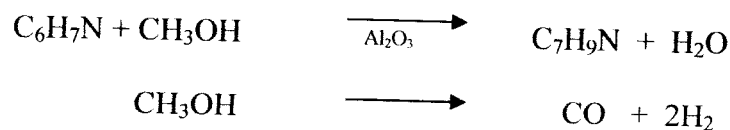
Tabel 1.2. Alkilasi Aniline

Ratio Umpan			% berat katalis			% mol konversi aniline	% mol produk methylphenyl amine
aniline	methanol	hidrogen	Cu	ZnO	Al ₂ O ₃		
1	1	2	4,5	9	86,5	82	99
1	1,3	2,2	4,5	9	86,5	94	98
1	2	3	4,5	9	86,5	98	93
1	1	2	6,8	13,9	79,3	97	97
1	1	5,2	6,8	13,9	79,3	96	97
1	1	0,6	6,8	13,9	79,3	95	98
1	1	0	6,8	13,9	79,3	93	100

Dekomposisi methanol menjadi gas hydrogen dan karbonmonoksida 0.09 lbs. methanol per lbs. aniline bereaksi (Deahl T.J.et all, US. Patent office,2,580,284,Dec,25,1951).

1.5. Pemilihan Proses

Dalam pra rancangan pabrik methylphenylamine ini dipilih proses yang kedua yaitu alkilasi aniline dengan katalisator alumina karena proses ini lebih sederhana dan bahan bakunya mudah diperoleh dengan harga peralatan produksi yang murah selain itu konversi yang didapat pada proses tersebut mencapai 98 %.





BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

1. Methylphenylamine

Rumus molekul	: C_7H_9N
Berat molekul	: 107,08 Kg/mol
Titik didih	: $195,7^0 C$
Specific gravity	: 0,986
Viskositas ($25^0 C$)	: 0,615 cp
Panas laten penguapan	: 99,9 kkal/kg
Panas pembakaran	: -9,08 kkal/kg
Wujud	: cairan
Kemurnian	: 98 %

2. Air

Rumus molekul	: H_2O
Berat molekul	: 18,015
Titik didih	: $100^0 C$
Temperatur kritis	: $374,3^0 C$
Tekanan kritis	: 217,62 atm
Densitas	: $998 kg/m^3$
Kenampakan	: cairan tidak berwarna

2.2. Spesifikasi Bahan baku

1. Aniline

Rumus molekul	: $C_6H_5NH_2$
Berat molekul	: 93,06 g/mol
Titik didih normal	: $184,4^0 C$
Titik beku	: $-6,2^0 C$
Temperatur kritis	: $426^0 C$
Tekanan kritis	: 52,4 atm
Densitas	: $1,022 g/cm^3$
Kemurnian	: 99,5 % aniline ; 0,5 % nitrobenzene
Kenampakan	: cairan tidak berwarna
Kelarutan	: larut dalam ether dan pelarut organik lain

2. Methanol

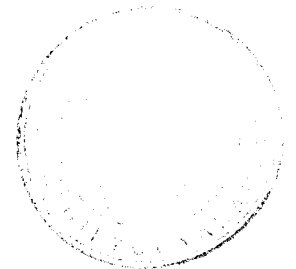
Rumus molekul	: CH_3OH
Berat molekul	: 32,041 g/mol
Titik didih normal	: $64,7^0 C$
Titik beku	: $-97,8^0 C$
Temperatur kritis	: $240^0 C$
Tekanan kritis	: 78,7 atm
Densitas	: $0,729 g/cm^3$
Kemurnian	: 99,8 % methanol ; 0,2 % H_2O
Kenampakan	: cairan bening tidak berwarna

Kelarutan : larut dalam air, alkohol (ethyl), dan ether
(diethylether)

2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Alumina

Rumus molekul : Al_2O_3
Spesifikasi : Al_2O_3 79.3 % , Zn 13.9 % , Cu 6.8 %
Bulk densitas : 590,8 Kg/m^3
Bentuk : tablet
Diameter : 0,25 in
Tebal : 0,25 in
Void space : 0,473



2.4. Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk jadi, penting juga dilakukan pengawasan mutu air yang digunakan untuk menunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset, yaitu nyala lampu, bunyi alarm dsb. Bila



terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi.

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

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

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



3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

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



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Methanol dari mobil tangki dipompa (P-01) dimasukkan ke tangki penyimpanan (T-01), lalu dipompa (P-02) masuk ke vaporizer (VP-01) sebanyak 911,9807 kg/jam untuk diuapkan. Setelah itu dimasukkan ke separator (S-01) untuk dipisahkan sebagian masuk (HE-02) untuk dipanaskan sampai suhu 235 °C, dinaikan tekanannya menggunakan ekspandervalve (EXV-02) sampai tekanannya 2,7 atm kemudian diumpankan ke dalam reaktor.

Aniline dari mobil tangki dipompa (P-03) dimasukkan ke tangki penyimpanan (T-02) lalu dipompa (P-04) masuk ke vaporizer (VP-02) sebanyak 1767,0753 kg/jam untuk diuapkan. Setelah itu dimasukkan ke separator (S-02) untuk dipisahkan sebagian masuk (HE-01) untuk dipanaskan sampai suhu 235 °C, dinaikan tekanannya menggunakan ekspandervalve (EXV-01) sampai tekanannya 2,7 atm kemudian diumpankan ke dalam reaktor. Reaksi antara aniline dan methanol berlangsung secara eksotermis dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan katalis alumina pada suhu 235 °C dan tekanan 2,7 atm.

Hasil reaksi keluar reaktor pada suhu 264,821 °C dimasukkan ke (CL-01) untuk didinginkan, campuran yang keluar (CL-01) tersebut masuk ke kondenser parsial (CD-03). Setelah melewati (CD-03) campuran dipisahkan dalam separator horizontal (S-03). Hasil atas berupa gas H₂, CO, (Ke Utilitas) methanol dan air

dibuang ke unit pembuangan limbah. Sedang hasil bawah diumpankan ke menara distilasi (MD-01) yang sebelumnya dinaikkan suhunya dengan pemanas (HE-03).

Dalam menara distilasi (MD-01) campuran gas terpisah menjadi dua yaitu hasil atas berupa methanol dan air yang direcycle ke methanol umpan, sedang hasil bawah diumpankan ke (MD-02) dengan diturunkan dulu suhunya dari 125 °C menjadi 122,18 °C dengan memakai cooler (CL-02).

Dalam menara distilasi-02 dibuat keadaan atmosferik untuk memurnikan produk yang didapat dihasil bawah dan campuran hasil atas dialirkan ke pengolahan limbah. Produk yang didapat diturunkan suhunya dari 146,85 °C menjadi 40 °C dengan (CL-04) lalu disimpan dalam tangki-03 (T-03).

3.2. Spesifikasi Peralatan Proses

3.2.1. Reaktor

Fungsi :Mereaksikan methanol sebanyak 911,9807 kg/jam dengan aniline sebanyak 1767,0753 kg/jam menjadi metylphenylaniline sebanyak 2681,0421 kg/jam

• Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

• Kondisi Operasi

• Tekanan :

Tekanan gas masuk : 2,7 atm

Tekanan gas keluar : 2,67192 atm

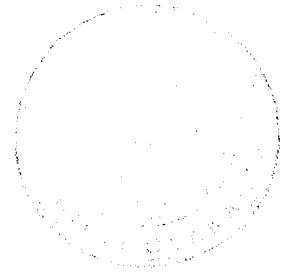
• Temperatur :

Suhu masuk gas : 235 °C

Suhu keluar gas : 264,821 °C

• Katalis : *Alumina*

-
- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C
 - Jumlah : 1 buah
 - Harga : US\$ 2059898,3
 - Shell
 - Diameter : 58,72051 in = 1,4915 m
 - Tinggi : 3,269997 m
 - Jumlah baffle : 15
 - Jarak antar baffle : 8,802629 in = 0,2235868 m
 - Pressure Drop : 2,225205E-02 atm = 0,3271051 psia
 - Pipa :
 - Nominal Pipe Size (NPS) : 1 ¼ in
 - Schedule Number (Sch. N): : 40
 - Diameter Luar (OD) : 1,66 in = 0,42164 m
 - Diameter Dalam (ID) : 1,38 in = 0,35052 m
 - Susunan Pipa : Triangular Pitch
 - Jarak antar pusat pipa : 2,075 in = 0,52705 m
 - Clearance : 0,415 in = 0,10541 m
 - Jumlah pipa : 187 buah pipa
 - Pressure Drop : 2,901077E-02 atm = 0,4264584psia
 - Pendingin :
 - Jenis : Dowtherm A
 - Suhu masuk : 185 °C
 - Suhu keluar : 252,385 °C :





Jumlah pendingin : 31500 kg/jam

- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

3.2.2. Condenser Parsial (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan sebagian gas hasil reaktor sebanyak
2681,0421 kg/jam .

- Jenis : Horizontal shell and tube condenser
- Pendingin : air sebanyak 46979,47191kg/ jam
- Tube

Fluida : Fluida keluaran Reaktor

Panjang : 12 ft

ID : 0,62 in

OD, BWG, pich : 0,75 in 16,1 in

Jumlah aliran : 2 pass

- Shell

Fluida : air

ID : 27 in

Jumlah aliran : 2 pass

Baffle space : 26 in

Jumlah pipa : 450 buah

- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C
- Harga : US\$ 110,359

3.2.3. Menara Distilasi (MD- 01)

Fungsi : Memisahkan Methanol sebanyak 493,3341 kg/ jam dan aniline sebanyak 1999,5973 kg/jam.

• Jenis : Sieve Tray Distilation Tower

• Kondisi Operasi :

Umpan : P = 1,05 atm, T = 106,51 °C

Distilat : P = 1 atm, T = 69,42 °C

Bottom : P = 1,1 atm, T = 125 °C

• Dimensi Menara Distilasi :

Tinggi menara : : 8,05 m

Diameter menara : : 1,22 m

• Jumlah Plate :

Seksi Rectifying : : 12

Seksi Stripping : : 4

• Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

• Harga : US\$ 126553,78

3.2.4. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi-01 sebanyak 2325,34547 kg/ jam

• Jenis : Kettle Reboiler Shell and Tube

• Pemanas : Steam jenuh pada suhu 320 °F sebanyak 856,3397lb/jam

• Tube

Fluida : Steam

Panjang : 10 ft
ID : 0,62 in
OD, BWG, pich : 0,75 in, 16, 1 in triangular pitch
Jumlah aliran : 2 pass

• Shell

Fluida : Fluida hasil bawah menara distilasi

ID : 17,25 in

Jumlah aliran : 1 pass

Baffle space : 7

Jumlah pipa : 106 buah

• Bahan : Steel Reboiler

• Harga : US\$ 16,452

3.2.5. Condenser (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan uap methanol dan H₂O sebanyak
688,682421kg/jam

• Jenis : Horizontal Shell and Tube Condenser

• Pendingin : air sebanyak 18783,6936 kg/ jam

• Tube

Fluida : hasil atas menara distilasi

Panjang : 10 ft

ID : 0,482 in

OD, BWG, pich : 0,75 in, 10, 1 n triangular pith

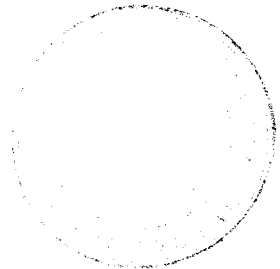
Jumlah aliran : 2 pass

- Shell

Fluida : air
ID : 15,25 in
Jumlah aliran : 1 pass
Baffle space : 8
Jumlah pipa : 138 buah

- Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
- Harga : US\$ 10781

3.2.6. Accumulator (AC-01)

- Fungsi : Menampung sementara distilat yang telah diembunkan di dalam condenser-01 sebanyak 688,6824 kg/jam
- Jenis : Tangki Horizontal dengan head berbentuk elliptical dieshead
 - Diameter : 1 m
 - Panjang : 2 m
 - Tebal sheel : 3/16
 - Tebal haed : 3/16
 - Bahan : baja stainless stell SA- 240 Grade C
 - Harga : US\$2415,53
- 

3.2.7. Menara Distilasi (MD- 02)

- Fungsi : Memisahkan Aniline sebanyak 325,2198 kg/ jam dan (methylphenylamine) sebanyak 1999,5973 kg/jam



-
- Jenis : Sieve Tray Distillation Tower
 - Kondisi Operasi :
 - Umpan : $P = 1,1 \text{ atm}$, $T = 122,1822 \text{ }^\circ\text{C}$
 - Distilat : $P = 1,2 \text{ atm}$, $T = 117,9998 \text{ }^\circ\text{C}$
 - Bottom : $P = 1,3 \text{ atm}$, $T = 146,8567 \text{ }^\circ\text{C}$
 - Dimensi Menara Distilasi :
 - Tinggi menara : 14,08 m
 - Diameter menara : 4 m
 - Jumlah Plate :
 - Seksi Rectifying : 21
 - Seksi Stripping : 8
 - Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C
 - Harga : US\$29405,65

3.2.8. Reboiler (RB-02)

- Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi-02 sebanyak 1857,1171 kg/ jam
- Jenis : Kettle Reboiler Shell and Tube
- Pemanas : Steam jenuh pada suhu $520 \text{ }^\circ\text{F}$ sebanyak 18354,41b/jam
- Tube
 - Fluida : Steam
 - Panjang : 11 ft
 - ID : 0,62 in



OD, BWG, pich : 0,75 in, 16, 1 in triangular pitch

Jumlah aliran : 2 pass

- Shell

Fluida : Fluida hasil bawah menara distilasi

ID : 17,25 in

Jumlah aliran : 1 pass

Baffle space : 8

Jumlah pipa : 376 buah

- Bahan : Steel Reboiler

- Harga : US\$ 13,855

3.2.9. Condenser (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas menara distilasi-02
sebanyak 7866,6679 kg/jam

- Jenis : horizontal Shell and Tube condenser

- Pendingin : air sebanyak 316697,13 kg/ jam

- Tube

Fluida : hasil atas menara distilasi

Panjang : 10 ft

ID : 0,482 in

OD, BWG, pich : 0,75 in, 10, 1 n triangular pith

Jumlah aliran : 2 pass

- Shell

Fluida : air

-
- ID : 15,25 in
 - Jumlah aliran : 1 pass
 - Baffle space : 8
 - Jumlah pipa : 302 buah
 - Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
 - Harga : US\$9235,07

3.2.10. Accumulator (AC-02)

- Fungsi : Menampung sementara distilat yang telah diembunkan dalam condenser-02 sebanyak 7866,6679 kg/ jam
- Jenis : Tangki Horizontal dengan head berbentuk elliptical dieshead
- Diameter : 1,046 m
- Panjang : 2,09 m
- Tebal sheel : 3/16
- Tebal haed : 3/16
- Bahan : baja stainless stell SA- 240 Grade C
- Harga : US\$ 3058,84

3.2.11. Vaporizer (VP- 01)

- Fungsi : Menguapkan (CH₃OH) sebanyak 913,87 kg/ jam pada tekanan 2,7 atm dan suhu 172,58 °C
- Jenis : Shell and Tube Exchanger
- Pemanas : Steam pada suhu 350 °F sebanyak 320,32 lb/ jam

- Tube

Fluida	: Steam
Panjang	: 10 ft
ID	: 10 in
OD, BWG, pich	: 0,75 in, 10, 1 in triangular pitch
Jumlah aliran	: 2 pass

- Shell

Fluida	: Methanol
ID	: 10
Jumlah aliran	: 1 pass
Jumlah Pipa	: 56 buah

- Harga : US\$28916,46

3.2.12. Vaporizer (VP-02)

Fungsi : Menguapkan C_6H_7N sebanyak 1767,1722 kg/ jam pada tekanan 2,7 atm dan suhu 235°C

- Jenis : Shell and Tube Exchanger
- Pemanas : Steam pada suhu 680 F sebanyak 1324,41 lb/ jam

- Tube

Fluida	: Steam
Panjang	: 14 ft
ID	: 0,75 in
OD, BWG, pich	: 0,75 in, 10, 1 in triangular pitch
Jumlah aliran	: 2 pass

- Shell

Fluida : Aniline

ID : 35 in

Jumlah aliran : 1 pass

Jumlah Pipa : 98 buah

- Harga : US\$42356,29

3.2.13. Separator (S-01)

Fungsi : Memisahkan cairan dan uap methanol yang keluar dari
Vaporizer-01 sebanyak 1142,3374 kg/jam

- Jenis : Silinder Vertikal, *torispherical dished head*

- Kondisi Operasi :

Suhu : 172,581 °C

Tekanan : 2,7 atm

- Tinggi cairan : 0,1997 m

- Tinggi uap : 1,4833 m

- Tinggi separator: 1,653 m

- Tebal shell : ¼ in

- Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

- Head : ¼ in

- Harga : US\$41359,86

3.2.14. Separator (S -02)

Fungsi : Memisahkan cairan dan uap aniline yang keluar dari
Vaporizer-02 sebanyak 2208,9652 kg/jam

-
- Jenis : Silinder Vertikal, *torispherical dished head*
 - Kondisi Operasi :
 - Suhu : 235 °C
 - Tekanan : 2,7 atm
 - Tinggi cairan : 0,76 m
 - Tinggi uap : 1,65 m
 - Tinggi separator: 2.41 m
 - Tebal shell : ¼ in
 - Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
 - Head : ¼ in
 - Harga : US\$25133,25

3.2.15. Separator (S -03)

- Fungsi : Memisahkan cairan dan uap yang keluar dari condenser parsial sebanyak 2681,0421 kg/ jam
- Jenis : Vessel Horizontal Silinder
- Kondisi Operasi :
 - Suhu : 35,98 °C
 - Tekanan : 4,5 atm
- Tinggi cairan : 2,332 m
- Tinggi uap : 0,058 m
- Tinggi separator: 2,39 m
- Tebal shell : 1 ¼ m
- Bahan : Carbon Steel SA- 283 Grade C



-
- Head : ¼ in
 - Harga : US\$14732,65

3.2.16. Heat Exchanger (HE-01)

Fungsi : Memanaskan suhu CH₃OH (methanol) sebanyak
913,8700 kg/jam dari suhu 172,576 °C menjadi 235 °C

- Jenis : Double Pipe Exchanger

- Aliran Fluida

Shell : Methanol

Tube : Steam

Nt : 5 buah

- Spesifikasi :

Tube

No : 40

ID : 2,067 in

OD, BWG, pitch : 2,38 in, 10, Triangular pitch

Jumlah aliran : 1 pass

Shell

ID : 0,542 in

Baffle space : 7

Pass : 1 pass

- Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
- Harga : US\$ 11,609.63

3.3.17. Heat Exchanger (HE-02)

Fungsi : Memanaskan cairan dari (S- 03) sebanyak 2493,4598
kg/jam dari suhu 35,98 °C menjadi 106,51 °C

• Jenis : Shell and Tube Exchanger

• Aliran Fluida :

Shell : Cairan hasil S-03

Tube : Steam

Nt : 75 buah

• Spesifikasi :

Tube

No : 40

ID : 0.162

OD, BWG, pitch : 0.75 in, 16, 1 triangular pitch

Jumlah aliran : 2 pass

Shell

ID : 13.25 in

Baffle space : 10

Pass : 1 pass

• Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

• Harga : US\$ 14,936.36

3.3.18. Cooler (CL-01)

Fungsi : Menurunkan suhu C₇H₉N (keluar reaktor)
sebanyak 2681,0422 kg/ jam dari suhu 264,82°C

menjadi 232,04°C

- Jenis : Double Pipe Exchanger
- Aliran Fluida :
 - Shell : C7H9N
 - Tube : air
 - Nt : 93 buah
- Spesifikasi :
 - Tube
 - No : 20
 - ID : 12.09 in
 - OD, BWG, pitch : 12.75 in
 - Jumlah aliran : 1 pass
 - Shell
 - ID : 3.17 in
 - Baffle space : 8
 - Pass : 1 pass
- Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
- Harga : US\$ 8,826.03

3.3.19. Cooler (CL-02)

Fungsi : Menurunkan suhu C7H9N (methylphenylamine)
sebanyak 2325,3455 kg/ jam dari suhu 125 °C menjadi
122,18 °C

-
- Jenis : Double Pipe Exchanger
 - Aliran Fluida :
 - Shell : C7H9N
 - Tube : air
 - Nt : 93 buah
 - Spesifikasi :
 - Tube
 - No : 20
 - ID : 12.09 in
 - OD, BWG, pitch : 12.75 in
 - Jumlah aliran : 1 pass
 - Shell
 - ID : 3.17 in
 - Baffle space : 8
 - Pass : 1 pass
 - Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
 - Harga : US\$ 8,147.11

3.3.20. Cooler (CL- O3)

- Fungsi : Menurunkan suhu hasil atas MD-02 sebanyak
468,2283 kg/jam dari suhu 127,99 °C menjadi 40 °C
- Jenis : Double Pipe Exchanger
 - Aliran Fluida :
 - Shell : Cairan hasil MD-02



-
- Tube : Air
- Nt : 11 buah
- Spesifikasi :
- Tube
- No : 40
- ID : 22.025 in
- OD, BWG, pitch : 22 in, 10, 1 triangular pitch
- Jumlah aliran : 1 pass
- Shell
- ID : 5.36 in
- Baffle space : 10
- Pass : 1 pass
- Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
 - Harga : US\$ 10,862.81

3.3.21. Cooler (CL-04)

- Fungsi : Menurunkan suhu C7H9N (metilpenilamine) sebanyak
1857.1172 kg/jam dari suhu 206.85 C menjadi 40 C
- Jenis : Shell and Tube Exchanger
 - Aliran Fluida :
- Shell : Cairan hasil MD-02
- Tube : air
- Nt : 82 buah
- Spesifikasi :
- Tube



No : 40
ID : 0.162
OD, BWG, pitch : 0.75 in, 10, 1 triangular pitch
Jumlah aliran : 2 pass

Shell

ID : 13.25 in
Baffle space : 10
Pass : 1 pass

- Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C
- Harga : US\$ 13,578.51

3.3.22. Expander Valve

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan bawah separator drum menuju MD-01 sebanyak 2493,4598 kg/jam dari 2,67 atm menjadi 1,05 atm.

- ID : 1,06 in
- NPS : 1 ¼ in
- Such. No : 40
- OD : 1,66 in
- Panjang elbow : 20
- Gate Valve : ½ opened
- Jumlah : 1
- Valve : 12
- Bahan Konstruksi : Carbon Steel

3.3.23. Tangki CH₃OH (T-01)

Fungsi : Menampung cairan methanol sebanyak 814,0588 m³
dengan waktu tinggal 1 bulan.

• Jenis : Silinder tegak

• Diameter : 9,89 m

• Tinggi : 9,89 m

Tebal dinding : 3/16

Bahan : Carbon Steel SA-178 Grade C

• Harga : US\$ 14279,89

3.3.24. Tangki C₆H₇N (T-02)

Fungsi : Menampung cairan Aniline sebanyak 1493,9551m³
dengan waktu tinggal 1 bulan.

• Jenis : Silinder tegak

• Diameter : 12,08 m

• Tinggi : 12,08 m

• Tebal dinding : 3/16

• Bahan : Carbon Steel SA-178 Grade C

• Harga : US\$ 160.794,72

3.3.25. Tangki Produk (T-03)

Fungsi : Menampung cairan Methylphenylamine sebanyak
1621,92 m³
dengan waktu tinggal 1 bulan.

• Jenis : Silinder tegak

• Diameter : 12,41 m



-
- Tinggi : 12,41 m
 - Tebal dinding : 1/4
 - Bahan : Carbon Steel SA-178 Grade C
 - Harga : US\$ 193.819,14

3.3.26. Pompa (P-01)

Fungsi : Memompakan cairan CH₃OH dari motor produsen ke tangki penyimpanan sebanyak 950 kg/ jam

- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 950 kg/jam
- OD pipa : 2,35 in
- ID pipa : 2,067 in
- Panjang ekivalen pipa : 12 ft
- Power : 0,5 Hp
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Stainless Steel

3.3.27. Pompa (P-02)

Fungsi : Memompakan cairan CH₃OH dari tangki penyimpanan ke vaporizer-01 sebanyak 911,9807 kg/jam

- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 911,9807 kg/jam
- OD pipa : 2,35 in
- ID pipa : 2,067 in
- Panjang ekivalen pipa : 12 ft
- Power : 0,5 Hp

-
- Jumlah : 1 buah
 - Bahan : Stainless Steel

3.3.28. Pompa (P-03)

Fungsi : Memompakan cairan C_6H_7N dari motor produsen ke tangki penyimpanan sebanyak 1800 kg/jam

- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 1800 kg/jam
- OD pipa : 2,35 in
- ID pipa : 2,067 in
- Panjang ekivalen pipa : 12 ft
- Power : 0,5 Hp
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Stainless Steel

3.3.29. Pompa (P-04)

Fungsi : Memompakan cairan C_6H_7N dari tangki penyimpanan ke Vaporizer-02 sebanyak 1767,0753 kg/ jam

- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 1767,0753 kg/jam
- OD pipa : 2,35 in
- ID pipa : 2,067 in
- Panjang ekivalen pipa : 12 ft
- Power : 0,5 Hp
- Jumlah : 1 buah

- Bahan : Stainless Steel

3.3.30. Pompa (P-05)

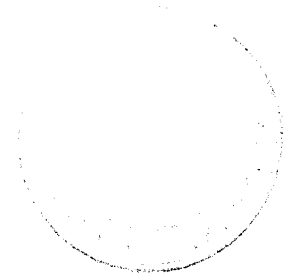
Fungsi : Memompakan cairan CH_3OH dari accumulator-01 kembali ke MD-01 sebanyak 168,0526 kg/ jam

- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 168,0526 kg/jam
- OD pipa : 2,5 in
- ID pipa : 2,67 in
- Panjang ekivalen pipa : 12 ft
- Power : 0.5 Hp
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Stainless Steel

3.3.31. Pompa (P-06)

Fungsi : Memompakan cairan $\text{C}_7\text{H}_9\text{N}$ dari reboiler-01 ke dalam MD-02 sebanyak 2325,345 kg/ jam

- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 2325,345 kg/jam
- OD pipa : 2,35 in
- ID pipa : 2,067 in
- Panjang ekivalen pipa : 24 ft
- Power : 0,5 Hp
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Stainless Steel



3.3.32. Pompa (P-07)

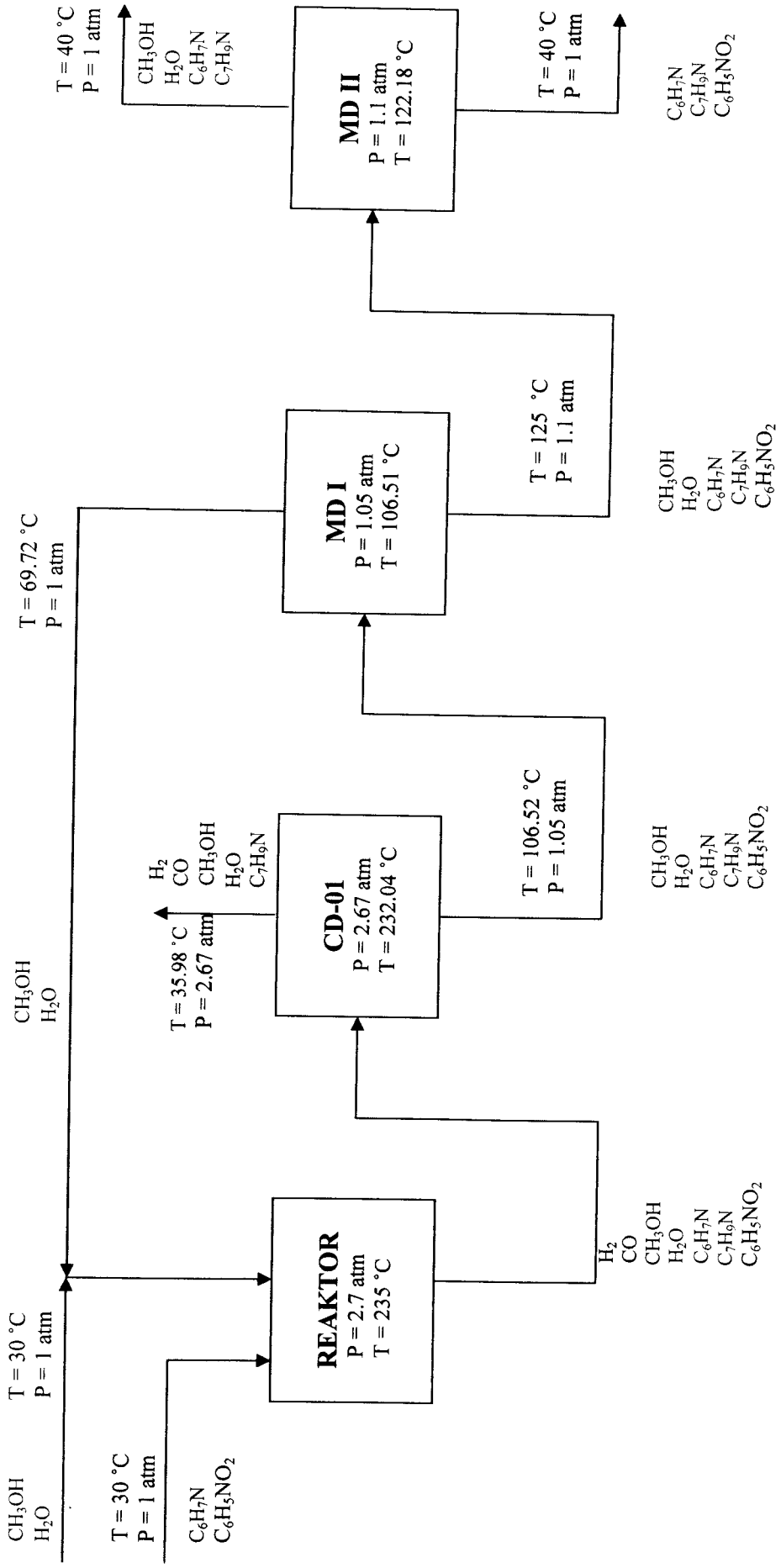
Fungsi : Memompakan cairan hasil atas MD-02 dari accumulator-02 kembali ke MD-02 sebanyak 468,22831 kg/ jam

- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 468,22831 kg/jam
- OD pipa : 4 in
- ID pipa : 4,028 in
- Panjang ekivalen pipa : 24 ft
- Power : 1 Hp
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Stainless Steel

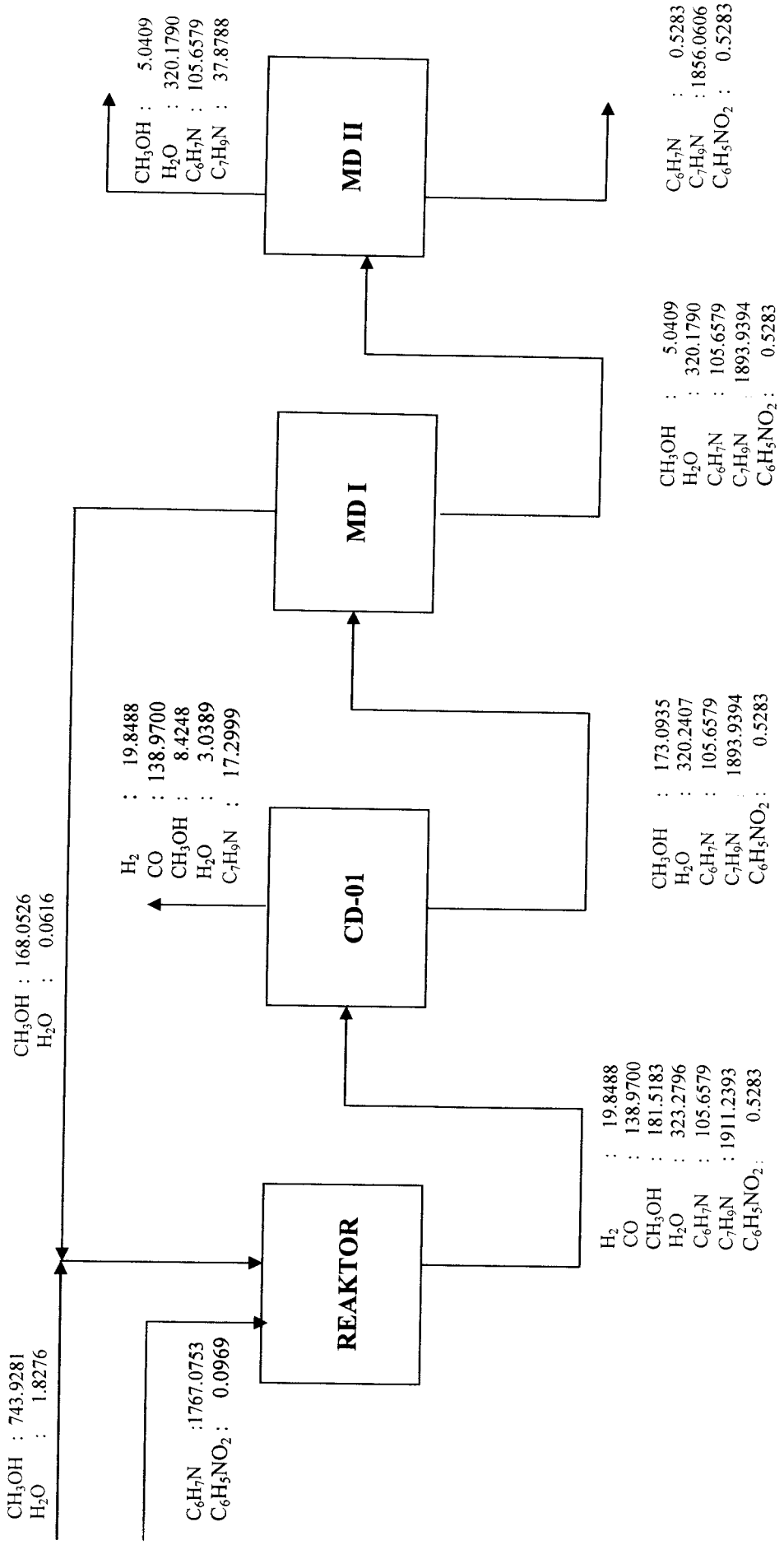
3.3.33. Pompa (P-08)

Fungsi : Memompakan cairan hasil atas MD-02 ke pembuangan limbah sebanyak 468,2283 kg/ jam

- Jenis : Centriugal Pump
- Kapasitas : 468,22831 kg/jam
- OD pipa : 4 in
- ID pipa : 4,028 in
- Panjang ekivalen pipa : 24 ft
- Power : 1 Hp
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Carbon Steel



Gambar 1. Diagram Alir Kualitatif Pra Rancangan Pabrik Methylphenilamine



Gambar 2. Diagram Alir Kuantitatif Pra Rancangan Pabrik Methylphenilamine



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Untuk memilih lokasi pendirian pabrik methylphenylamine diperlukan pertimbangan –pertimbangan sebagai berikut :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku berupa aniline masih mengimpor dari negara lain, sedang methanol telah diproduksi oleh Pertamina yaitu diproduksi oleh Pertamina Pulau Bunyu dan PT. Kaltim Methanol Indonesia.

2. Pemasaran Produk

Methylphenylamine digunakan sebagai bahan baku ataupun bahan pembantu di industri-industri yang banyak terdapat di Indonesia khususnya wilayah Jabotabek. Oleh karena itu selain untuk mencukupi kebutuhan di daerah sekitarnya juga diorientasikan untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri dan tidak menutup kemungkinan untuk diekspor, sehingga untuk memperlancar pemasaran letak pabrik harus dekat dengan pelabuhan.

3. Sumber Energi

Kebanyakan industri kimia menggunakan energi yang besar dalam prosesnya seperti energi listrik maupun minyak bumi sebagai bahan bakar.

4. Sumber Air

Air sebagai bahan pembantu utama dalam hampir setiap industri, sehingga perlu dipertimbangkan kemudahan memperolehnya.

5. Tenaga Kerja

Kemudahan untuk mendapatkan tenaga kerja juga harus dipertimbangkan, untuk Indonesia tenaga kerja masih mudah didapatkan dengan upah murah.

6. Kondisi Geografis Wilayah

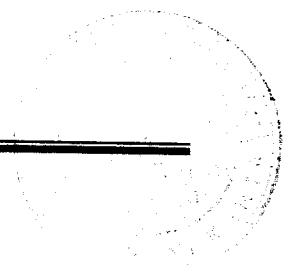
Harus dipertimbangkan pada keadaan alam wilayah dan sejarah bencana alam seperti gempa, banjir, dan lain-lain sehingga pabrik mempunyai resiko kecil terhadap bencana alam.

7. Fasilitas Transportasi

Sarana transportasi yang menghubungkan lokasi pabrik dengan tempat lain sehingga memperlancar arus bahan baku dan pemasaran.

Dengan mempertimbangkan hal-hal diatas maka pabrik methylphenylamine dari aniline dan methanol dengan kapasitas 15.000 ton / tahun rencananya akan didirikan di Tangerang, Propinsi Banten dengan alasan :

- a. Lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan Tanjung Priok sehingga menjamin kelancaran pengiriman bahan baku.
- b. Pemasaran produk selain untuk mencukupi kebutuhan daerah sekitarnya juga berorientasi untuk pasar di Indonesia yang diakses dari pelabuhan Tanjung Priok.



- c. Sumber energi dapat diperoleh dari Kilang Minyak Balongan sehingga dapat menjamin ketersediaan bahan bakar.
- d. Sumber air dapat diperoleh dari Sungai Cisadane yang dekat dengan lokasi pabrik.
- e. Tenaga kerja di daerah ini cukup tersedia, baik tenaga kerja terdidik, terampil maupun kasar.
- f. Keadaan iklim cukup baik, temperature udara berkisar 25-35 °C dengan curah hujan rendah dan termasuk daerah yang stabil karena jarang terjadi bencana alam.

4.2. Tata Letak Pabrik

Penataan alat-alat dalam pabrik memiliki peran penting dalam rangka konstruksi dan ongkos manufaktur, sehingga penataan alat-alat pabrik dikelompokkan sesuai dengan urutan proses dalam pabrik, yaitu :

- Kelompok alat-alat proses utama.
- Kelompok alat-alat untuk penyimpanan
- Kelompok alat-alat untuk handling
- Kelompok alat-alat untuk utilitas
- Kelompok bangunan-bangunan perkantoran dan ruang control.

Kelompok alat-alat tersebut diusahakan agar tercapai koordinasi yang efisien antara satu dan yang lain.

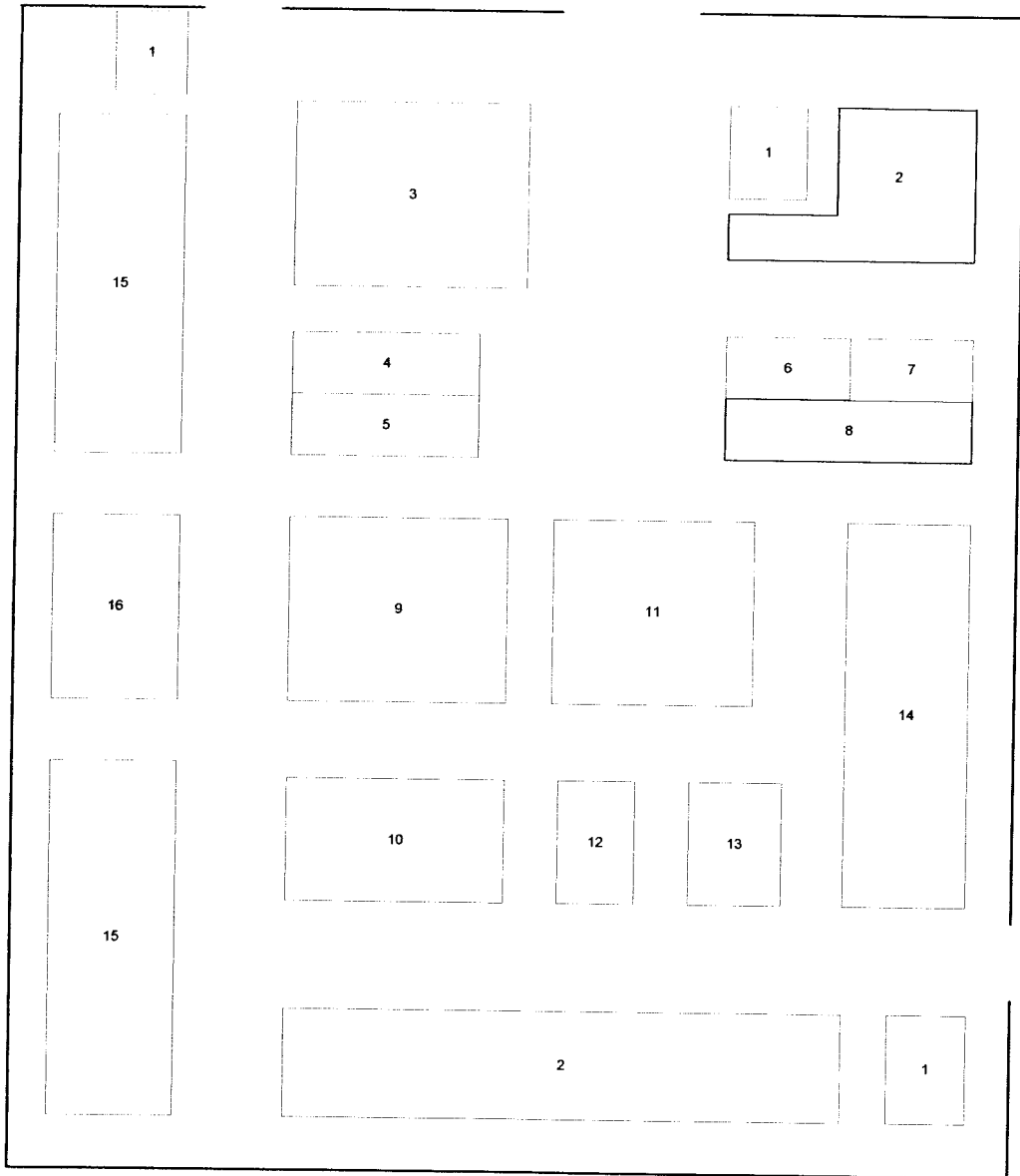
4.3. Tata Letak Alat-alat Proses Utama

Sebagian alat-alat proses utama berada dalam ruang tertutup untuk mencegah kontak langsung dengan hujan dan matahari. Alat-alat tersebut disusun berdasarkan tempat indoor atau outdoor.

Factor-faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan alat-alat proses :

1. Keamanan, letak alat-alat diatur sedemikian rupa sehingga cukup tersedia ruang untuk petugas dan kendaraan pemadam kebakaran.
2. Distribusi, susunan alat diatur agar pemakaian pipa saluran distribusi bahan dan utilitas sesedikit mungkin.
3. Perawatan, penyusunan alat-alat tidak mengganggu proses perawatan alat seperti sempitnya ruang antara dua alat sehingga tidak dapat membongkar atau memasang alat-alat yang diperbaiki.

Gambar tata letak pabrik dan letak alat-alat proses utama dapat dilihat pada gambar berikut ini :

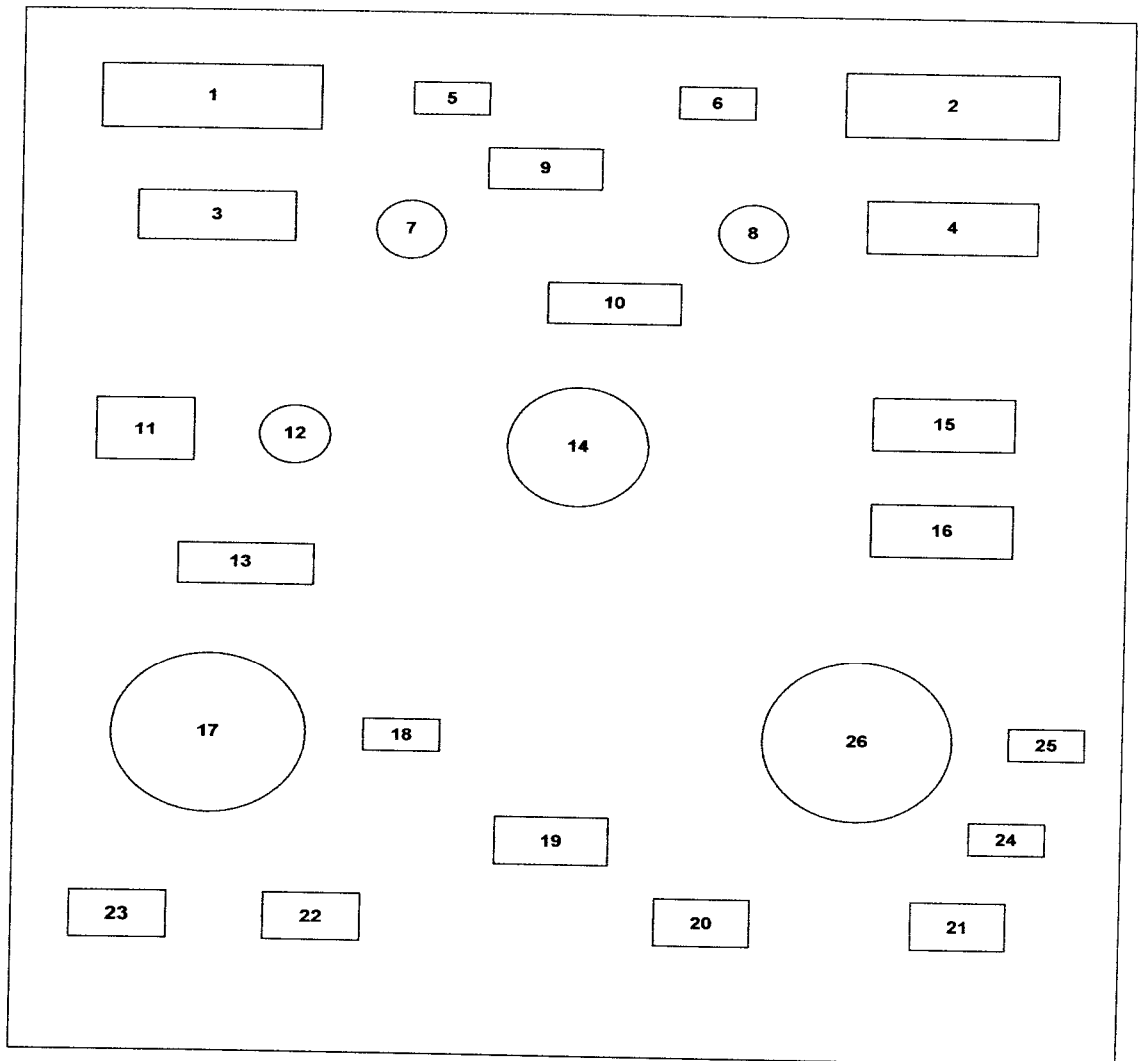


Skala 1 : 1000

Gambar 3. Tata Letak Pabrik

Keterangan :

- | | | |
|--------------------------------|---|----------------------------------|
| 1. Pos keamanan | 6. Poliklinik | 11. Tangki Bahan Baku dan Produk |
| 2. Area parkir | 7. Musholla | 12. Gudang |
| 3. Kantor dan Gedung Pertemuan | 8. Kantin | 13. Bengkel |
| 4. Laboratorium | 9. Area Proses | 14. Area Pengembangan |
| 5. Stasiun Pemadam Kebakaran | 10. Area Utilitas dan Pembangkit Tenaga Listrik | 15. Perumahan |
| | | 16. Lapangan Olah Raga |



Skala 1 : 500

Gambar 4. Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

- | | | |
|------------------------------|---------------------------------|------------------------------|
| 1. Raw material storage | 10. Cooler (CL-01) | 19. Cooler (CL-03) |
| 2. Produk Storage | 11. Condenser parsial (CD-01) | 20. Condenser total (CD-03) |
| 3. Rumah pompa | 12. Separator horizontal (S-03) | 21. Accumulator (AC-02) |
| 4. Ruang kontrol | 13. Heater (HE-02) | 22. Accumulator (AC-01) |
| 5. Vaporizer (V-01) | 14. Reaktor | 23. Condenser Total (CD-02) |
| 6. Vaporizer (V-02) | 15. Cooler (CL -02) | 24. Cooler (CL-04) |
| 7. Separator vertikal (S-01) | 16. Reboiler (RB-02) | 25. Barometric Condenser |
| 8. Separator Vertikal (S-02) | 17. Menara Distilasi (MD-01) | 26. Menara Distilasi (MD-02) |
| 9. Heater (HE-01) | 18. Reboiler (RB-01) | |



4.4. Alir Proses dan Material

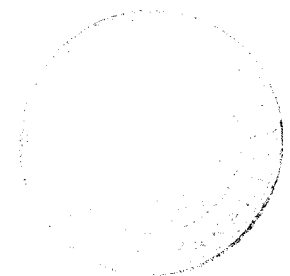
Dalam perencanaan produksi pabrik Methylphenylamine kapasitas 15.000 ton/tahun ini, disusun atas dasar Neraca Massa Bahan, Neraca Panas, Spesifikasi Bahan baku dan Spesifikasi Alat.

4.4.1. Neraca Massa Total

Neraca massa total pada proses pembuatan Methylphenylamine adalah sebagai berikut :

Tabel 4.1. Neraca Massa Total

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
H ₂		19,8488
CO		138,9700
CH ₃ OH	743,9281	13,4657
H ₂ O	1,8276	323,2180
C ₆ H ₇ N	1767,0753	105,6579
C ₇ H ₉ N		1911,2393
C ₆ H ₅ NO ₂	0,0969	0,5283
TOTAL :	2512,9279	2512,9279



4.4.2. Neraca Massa Tiap Alat

Tabel 4.2. Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
H ₂		19,8488
CO		138,9700
CH ₃ OH	743,9281	181,5183
H ₂ O	1,8276	323,2796
C ₆ H ₇ N	1767,0753	105,6579
C ₇ H ₉ N		1911,2393
C ₆ H ₅ NO ₂	0,0969	0,5283
RECYCLE :		
CH ₃ OH	168,0526	
H ₂ O	0,0616	
TOTAL :	2681,0421	2681,0421

Tabel 4.3. Neraca Massa Condensor Parsial-01

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
H ₂	19,8488	Hasil atas: H ₂ : 19,8488 CO : 138,9700 CH ₃ OH : 8,4248 H ₂ O : 3,0389 C ₇ H ₉ N : 17,2999 Hasil bawah: CH ₃ OH : 173,0935 H ₂ O : 320,2407 C ₆ H ₇ N : 105,6579 C ₇ H ₉ N : 1893,9394 C ₆ H ₅ NO ₂ : 0,5283
CO	138,9700	
CH ₃ OH	181,5183	
H ₂ O	323,2796	
C ₆ H ₇ N	105,6579	
C ₇ H ₉ N	1911,2393	
C ₆ H ₅ NO ₂	0,5283	
TOTAL :	2681,0421	2681,0421

Tabel 4.4. Neraca Massa MD I

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
CH ₃ OH	173,0935	Hasil atas:
H ₂ O	320,2407	CH ₃ OH : 168,0526
C ₆ H ₇ N	105,6579	H ₂ O : 0,0616
C ₇ H ₉ N	1893,9394	
C ₆ H ₅ NO ₂	0,5283	Hasil bawah:
		CH ₃ OH : 5,0409
		H ₂ O : 320,1790
		C ₆ H ₇ N : 105,6579
		C ₇ H ₉ N : 1893,9394
		C ₆ H ₅ NO ₂ : 0,5283
TOTAL :	2493,4598	2493,4598

Tabel 4.5. Neraca Massa MD II

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
CH ₃ OH	5,0409	Hasil atas: CH ₃ OH : 5,0409 H ₂ O : 320,1790 C ₆ H ₇ N : 105,1296 C ₇ H ₉ N : 37,8788 Hasil bawah: C ₆ H ₇ N : 0,5283 C ₇ H ₉ N : 1856,0606 C ₆ H ₅ NO ₂ : 0,5283
H ₂ O	320,1790	
C ₆ H ₇ N	105,6579	
C ₇ H ₉ N	1893,9394	
C ₆ H ₅ NO ₂	0,5283	
TOTAL :	2325,3455	2325,3455

4.4.3. Neraca Panas Tiap Alat

Tabel 4.6. Vaporizer 01

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
CH ₃ OH	3258,426	3258,426
Steam		
TOTAL :	3258,426	3258,426

Tabel 4.7. Vaporizer 02

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
C ₆ H ₇ N	998858,44	
Steam		998858,44
TOTAL :	998858,44	998858,44

Tabel 4.8. Reaktor

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
H ₂		48,036
CO		262,475
CH ₃ OH	74380,444	74380,444
H ₂ O	13,712	13,712
C ₆ H ₇ N	438130,072	438130,072
C ₇ H ₉ N		140171,112
C ₆ H ₅ NO ₂	38,914	38,914
TOTAL :	512562,143	512562,143

Tabel 4.9. MD I

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
Panas umpan	22085,953	
Panas produk atas		181,317
Panas produk bawah		553,611
Panas kondenser		25964,15
Panas reboiler	28141,200	
TOTAL :	50227,153	50227,153

Tabel 4.10. MD II

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
Panas umpan	19599,29	
Panas produk atas		7289,48
Panas produk bawah		23416,81
Panas kondenser		248687,00
Panas reboiler	2497293,00	
TOTAL :	2516893,29	2516893,29

Tabel 4.11. Heat Exchanger 01

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
C ₆ H ₇ N	44263,26403	
Steam		44263,26403
TOTAL :	44263,2640	44263,2640

Tabel 4.12. Heat Exchanger 02

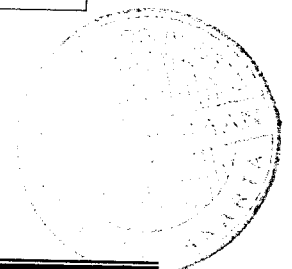
Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
CH ₃ OH	32619,44053	
Steam		32619,44053
TOTAL :	32619,44053	32619,44053

Tabel 4.13. Heat Exchanger 03

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
C ₇ H ₉ N	12249525,38	
Steam		12249525,38
TOTAL :	12249525,38	12249525,38

Tabel 4.14. Cooler 01

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
Keluaran reaktor	4170554,45	
Pendingin		4170554,45
TOTAL :	4170554,45	4170554,45



Tabel 4.15. Cooler 02

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
Panas keluaran RB-01	3877531,13	
Steam		3877531,13
TOTAL :	3877531,13	3877531,13

Tabel 4.16. Cooler 03

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
Panas hasil atas MD II	168737,441	
Pendingin		168737,441
Total	168737,441	168737,441

Tabel 4.17. Cooler 04

Komponen	Input (kkal/jam)	Output (kkal/jam)
C ₇ H ₉ N	175433,453	
Pendingin		175433,453
TOTAL :	175433,453	175433,453

4.5. Unit Pendukung Proses (Utilitas)

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, uap, listrik, dan bahan bakar. Dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan steam dan penyediaan bahan bakar dan listrik.

4.5.1. Kebutuhan dan Pengadaan Air

Kebutuhan air

Air yang digunakan meliputi :

1. Air pendingin
2. Air umpan boiler
3. Air kebutuhan kantor dan rumah tangga

Air diperoleh dari sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan . Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

- Pengendapan
- Penggumpalan
- Penyaringan
- Demineralisasi
- Deaerasi

Pengolahan air

1. Air pendingin:
 1. Reaktor : 31500 kg/jam
 2. Kondenser 01 : 2596,45072 kg/jam

-
- | | |
|----------------------|----------------------|
| 3. Kondenser 02 | : 229276,376 kg/jam |
| 4. Cooler 01 | : 82307,03443 kg/jam |
| 5. Cooler 02 | : 15623,8352 kg/jam |
| 6. Cooler 03 | : 34519,4891 kg/jam |
| 7. Cooler 04 | : 1819,7908 kg/jam |
| 8. Condenser Parsial | : 49899,32259 kg/jam |
| Jumlah | : 447542,2988 kg/jam |
2. Air pembangkit Steam:
- | | |
|----------------|---------------------|
| 1. HE- 01 | : 5626,5608 kg/jam |
| 2. HE-02 | : 28,412834 kg/jam |
| 3. VP-01 | : 145,2973 kg/jam |
| 4. VP-02 | : 600,7533 kg/jam |
| 5. Reboiler 01 | : 388,7782 kg/jam |
| 6. Reboiler 02 | : 8332,9 kg/jam |
| Jumlah | : 15122,7024 kg/jam |
- a. Kebutuhan air pendingin 20 %
- Air pendingin 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang dibutuhkan sebesar 20% ($0.2 \times 447542,2988$) = 89508,45977 kg/jam
- b. Kebutuhan air pembangkit steam 20%
- Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang dibutuhkan sebesar 20% ($0.2 \times 15122,7024$) = 3024,54048 kg/jam
- c. Kebutuhan air kantor = 518,75 kg/jam
- d. Kebutuhan air untuk rumah tangga = 625 kg/jam

Total kebutuhan air kantor dan rumah tangga	= 1143,75 kg/jam
e. Kebutuhan air secara kontinu	= 93676,75025kg/jam
Keamanan 10%	= 103044,4253kg/jam

4.5.2. Spesifikasi Alat Utilitas

4.5.2.1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gaya gravitasi dengan waktu tinggal 5 jam

Jumlah : 1

Bahan : Beton bertulang

Dibuat bak pengendap yang berbentuk persegi panjang dengan kedalaman 2 m dan perbandingan P/L = 2

Volume : 869,828 m³

Panjang : 26,3792 m

Lebar : 13,1896 m

Tinggi : 2,5 m

4.5.2.2. Tangki Flokulator (TF 01)

Fungsi : Melarutkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan Al₂(SO₄)₃

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 173,966 m³

Dimeter : 5,94 m

Tinggi : 5,94 m

Jenis pengaduk : Marine Propeller 3 Blade

Power pengaduk : 10 Hp

4.5.2.3. Clarifier (CL-01)

Fungsi	: Menampung sementara air yang mengalami flokulasi dan Memisahkan air dengan flok dengan waktu tinggal 1 jam
Jenis	: Bak Silinder Tegak
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 173,966 m ³
Dimeter	: 5,94 m
Kedalaman	: 7,92 m
Tinggi cone	: 1,981 m

4.5.2.4. Bak Saringan Pasir (BSP)

Fungsi	: Menyaring koloid- koloid yang lolos dari clarifier
Jenis	: Bak empat persegi panjang
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 22,2050 m ³
Panjang	: 3,85 m
Lebar	: 3,85 m
Tinggi	: 1,497 m
Tinggi Lapisan Pasir:	1,248 m

4.5.2.5. Bak Penampung Air Bersih (BU -02)

Fungsi	: Menampung air bersih dari bak saringan pasir sebanyak 171499,52 kg/jam
Jenis	: bak empat persegi panjang
Jumlah	: 1 buah



Volume	: 869,828 m ³
Panjang	: 26,3792 m
Lebar	: 13,1896 m
Tinggi	: 2,5 m
Bahan	: Beton Bertulang

4.5.2.6. Bak Penampung Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-03)

Fungsi	: Menampung air untuk keperluan rumah-tangga dan kantor.
Jenis	: Bak empat persegi panjang
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 16,47 m ³
Panjang	: 4,68 m
Lebar	: 2,34 m
Tinggi	: 1,5 m
Bahan	: Beton Bertulang

4.5.2.7. Bak Penampung Air Pendingin (BU-04)

Fungsi	: Menampung air pendingin untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin
Jenis	: Bak empat persegi panjang
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 303,11 m ³
Lebar	: 7,786 m
Panjang	: 15,572 m



Tinggi : 2,5 m
Bahan : Beton bertulang

4.5.2.8. Cooling Tower (CT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan sebanyak
150204,28 kg/jam dari suhu 113 F menjadi 86 F
Jenis : Cooling Tower included draft
Jumlah : 1 buah
Ground area : 15,3803 m²
Panjang : 3,91 m
Lebar : 3,91 m
Tinggi : 2,22 m

4.5.2.9. Tangki NaCl (TU-03)

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan un-
tuk meregenerasi kation exchanger
Jenis : Tangki Silinder Tegak
Volume : 1,467 m³
Diameter : 1,231 m
Tinggi : 1,231 m

4.5.2.10. Tangki NaOH (TU-04)

Fungsi : Membuat larutan NaOH jenuh yang akan digunakan un-
tuk meregenerasi anion exchanger
Jenis : Tangki Silinder Tegak
Volume : 0,407 m²



Diameter : 0,803 m

Tinggi : 0,803m

4.5.2.11. Tangki Penampung N₂H₄ (TU-05)

Fungsi : Melarutan N₂H₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam air proses

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Volume : 2,256 m³

Diameter : 1,4128 m

Tinggi : 1,4128 m

4.5.2.12. Tangki Umpam Boiler (TU-06)

Fungsi : Menampung umpam boiler sebanyak 4352.29 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Volume : 10,4455 m³

Diameter : 2,349 m

Tinggi : 2,349 m

4.5.2.13. Tangki Penampung Kondensat (TU-07)

Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Volume : 8,3564 m³

Diameter : 2,1998 m

Tinggi : 2,1998 m



4.5.2.14. Tangki Larutan Kaporit

- Fungsi : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan dikantor dan rumah tangga
- Jenis : Tangki Silinder Tegak
- Volume : 1,6225 m³
- Diameter : 1,273 m
- Tinggi : 1,273 m

4.5.2.15. Tangki Desinfektan

- Fungsi : Tempat klorinasi dengan maksud membunuh bakteri yang selanjutnya digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga
- Jenis : Tangki Silinder Tegak
- Volume : 1,6225 m³
- Diameter : 1,273 m
- Tinggi : 1,273 m

4.5.2.16. Compressor (C-1)

- Fungsi : Menekan udara luar untuk keperluan instrumentasi
- Power : 1,5 Hp

4.5.2.17. Pompa (PU-01)

- Fungsi : Mengalirkan air menuju bak pengendap sebanyak 144791,2722 kg/jam
- Jenis : Centrifugal Pump
- Kapasitas : 638,3082 gpm



Head : 8,202 ft
Putaran : 1500 rpm
N Spesifik : 40
Motor : 3 Hp

4.5.2.18.Pompa (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap menuju bak flokulator sebanyak 144791,2722.kg/jam
Jenis : Centrifugal Pump
Kapasitas : 638,3082 gpm
Head : 28,06001 ft
Putaran : 1500 rpm
N Spesifik : 40
Motor : 10 Hp

4.5.2.19.Pompa (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak flokulator menuju clarifier sebanyak 144791,5225 kg/jam
Jenis : Centrifugal Pump
Kapasitas : 638,3082 gpm
Head : 9,84258 ft
Putaran : 1500 rpm
N Spesifik : 40
Motor : 5 Hp

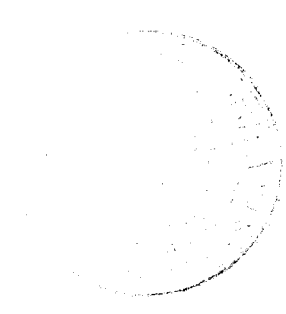


4.5.2.20.Pompa (PU-04)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap menuju bak saringan pasir sebanyak 144971,2722 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 638,3082 gpm
Head	: 18,04467 ft
Putaran	: 1500 rpm
N Spesifik	: 40
Motor	: 7,5 Hp

4.5.2.21.Pompa (PU-05)

Fungsi	: Mengalirkan air pencuci bak saringan pasir dari bak penampung air bersih menuju bak saringan pasir (Back – washing) sebanyak 144791,2722 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 638,3082 gpm
Head	: 11,4831 ft
Putaran	: 1500 rpm
N Spesifik	: 40
Motor	: 5 Hp



4.5.2.22.Pompa (PU-06)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan kantor, proses, pembangkit steam
Jenis	: Centrifugal Pimp



Kapasitas : 638,3082 gpm
Head : 6,562022 ft
Putaran : 1500 rpm
N Spesifik : 40
Motor : 3 Hp

4.5.2.23.Pompa (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pendingin menuju pabrik sebanyak 126296,02kg/jam
Jenis : Centrifugal Pump
Kapasitas : 556,0811 gpm
Head : 6,27804 ft
Putaran : 1500 rpm
N Spesifik : 40
Motor : 2 Hp

4.5.2.24.Pompa (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower untuk dimanfaatkan kembali ke pabrik sebagai pendingin sebanyak 126296,02 kg/jam
Jenis : Centrifugal Pump
Kapasitas : 556,0811 gpm
Head : 5,382152 ft
Putaran : 1500 rpm
N Spesifik : 40



Motor : 1,5 Hp

4.5.2.25.Pompa (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air dari proses menuju cooling tower
sebanyak 126296,02 kg/jam.

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas : 556,811 gpm

Head : 5,82152 ft

Putaran : 1500 rpm

N Spesifik : 40

Motor : 1,5Hp

4.5.26.Pompa (PU-14)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air kantor menuju kantor
sebanyak 1143,5 kg/jam.

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas : 5,539 gpm

Head : 10,2029 ft

Putaran : 1500 rpm

N Spesifik : 40

Motor : 0, Hp



4.5.3. Pengadaan Steam

Untuk menyediakan steam sejumlah 15122,7024 kg/jam, pada pabrik methylphenylamine harus dilakukan proses demineralisasi dan deaerasi untuk menghilangkan larutan garam dan asam yang akan merusak steel pada system steam serta melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air.

Alat-alat yang digunakan :

1. Kation exchanger (TU-01)

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg
Alat	: Silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion
Jumlah	: 2 buah
Resin	: NaCL
Debit air	: 4352,29 kg/jam
Dimensi	: Bak silinder tegak
Diameter	: 0,752 m
Tinggi	: 1,905 m

2. Anion Exchanger (TU-01)

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO ₄ , NO ₃
Alat	: Silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion



Jumlah	: 2 buah
Resin	: NaOH
Debit air	: 4352,29 kg/jam
Dimensi	: Bak Silinder Tegak
Diameter	: 0,752 m
Tinggi	: 1,905 m

3. Dearerator (DE)

Fungsi	: Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O ₂ , CO ₂ dll
Alat	: Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara counter-current
Jenis	: Bak Silinder Tegak
Jenis Pengaduk	: Marine Propeller 3 Blade
Power pengaduk	: 0,5 Hp
Diameter bak	: 1,868 m
Tinggi	: 1,868 m

4. Tangki Umpan Boiler (TU-06)

Fungsi	: Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam sebanyak 4352,29 kg/jam
Jenis	: Tangki Silinder vertical :
Jumlah	: 1 buah
Dimensi	: Tangki Silinder Tegak



Diameter : 2,349 m

Tinggi : 2,349 m

5. Boiler (BU-01)

Fungsi : Memproduksi steam jenuh tekanan 14,7 psia pada
Suhu 520 °F sebanyak 4352,29 kg/j

Jenis : Ketel uap jenis water tube boiler dengan bahan bakar fuel
oil dilengkapi dengan drum separator dengan 25%
condensate direcycle.

Panas yang dibutuhkan untuk membangkitkan steam : 3484879 Btu/jam

Q_n : 4356009 Btu/jam

Kebutuhan bahan bakar :

Digunakan bahan bakar fuel oil dengan heating value: 192200 Btu/lb

Kebutuhan bahan bakar : 107,534556 lt/jam

6. Pompa (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki kation
sebanyak 4352,2908 kg/jam

Jenis : Centrifugal Pump

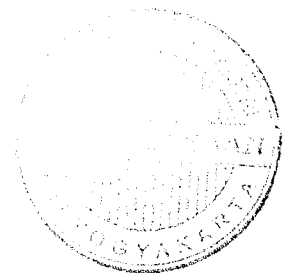
Kapasitas : 19,163 gpm

Head : 8,2022 ft

Putaran : 1500 rpm

N Spesifik : 40

Motor : 0,5 Hp





7. Pompa (PU-11)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki deaerator sebanyak 4352,2908 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 19,163 gpm
Head	: 4,9212 ft
Putaran	: 1500 rpm
N Spesifik	: 40
Motor	: 0,5 Hp

8. Pompa (PU-12)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 4352,2908 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 19,163 gpm
Head	: 8,5617 ft
Putaran	: 1500 rpm
N Spesifik	: 40
Motor	: 0,5 Hp

9. Pompa (PU-13)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju tangki boiler sebanyak 4352,2908 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 19,163 gpm

Head	: 6,5615 ft
Putaran	: 1500 rpm
N Spesifik	: 40
Motor	: 0,5 Hp

4.5.4. Pengadaan Udara

Udara dibutuhkan untuk mendinginkan air proses di dalam Cooling Tower dengan cara mengkontakkan udara dengan air. Alat yang digunakan untuk pengadaan udara adalah Blower:

1. Blower

Fungsi	: Mempompakan udara untuk Cooling Tower
Tipe	: Sentrifugal
Daya Blower	: 58 Hp
Daya motor penggerak	: 75 Hp
Jumlah	: 1 buah

4.5.5. Penyediaan Bahan Bakar dan Listrik

1. Penyediaan bahan bakar

Bahan bakar yang diperlukan untuk steam adalah fuel oil sebanyak 182850,9211 kg/thn. Sedangkan kebutuhan udara 125,304 kg/j. untuk penyimpanan bahan bakar disimpan dalam tangki bahan bakar boiler. Untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar boiler. Jenis alat adalah Tangki Silinder Vertikal dengan perbandingan H/D = 1

2. Pengadaan Listrik

1. Alat Proses

Pengadaan listrik untuk peralatan proses disajikan pada table . sebagai berikut:

Tabel 4.18. Pengadaan Listrik Alat Proses

No	Alat	Daya (Hp)
1	P-01	0,5
2	P-02	0,5
3	P-03	0,5
4	P-04	0,5
5	P-05	0,5
6	P-06	0,5
7	P-07	1
8	P-08	1
9	P-09	0,5
10	P-10	0,5
Total	10	6

Diketahui 1 Hp = 0,7457 KW

2. Alat Utilitas

Pengadaan listrik pada alat utilitas disajikan pada tabel 4.18 sebagai berikut:

Tabel 4.19. Pengadaan Listrik Alat Utilitas

No	Alat	Daya (HP)
1	PU-01	3
2	PU-02	5
3	PU-03	2
4	PU-04	5
5	PU-05	3
6	PU-06	2
7	PU-07	2
8	PU-08	2
9	PU-09	5
10	PU-10	0,5
11	PU-11	0,5
12	PU-12	0,5
13	PU-13	0,5
14	PU- 14	0,5
15	Flokulator	10
16	Dearator	0,5
17	Blower	75
18	Kompresor	1,5
	Total	118,5

Diketahui 1 Hp = 0,7457 KW

Total kebutuhan Listrik untuk menggerakkan motor

$$= 6 + 118,5 = 124,5 \text{ Hp}$$

Over design 20 % = 1,2 x total kebutuhan listrik untuk motor

$$= 1,2 \times 124,5 \text{ Hp}$$

$$= 149,4 \text{ Hp}$$

3. Listrik untuk Alat Kontrol

Listrik yang digunakan diperkirakan 40 % dari kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$= 0,4 \times 124,5 \text{ Hp}$$

$$= 49,8 \text{ Hp}$$

4. Listrik untuk Penerangan

Listrik untuk instrumentasi diperkirakan 50 % dari kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$= 0,5 \times 124,5 \text{ Hp}$$

$$= 62,25 \text{ Hp}$$

5. Listrik untuk Mess

Listrik untuk penerangan diperkirakan sekitar 10 KW.

Jumlah kebutuhan listrik

$$= ((149,4 + 49,8 + 62,25) \times 0,7457) + 10 \text{ KW}$$

$$= 204,9632 \text{ KW}$$



Emergency generator yang digunakan mempunyai efisiensi 80%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Input generator} &= \frac{360,3953}{0,8} \\ &= 256,2040 \text{ KW} \end{aligned}$$

Ditetapkan input generator = 300 KW

Spesifikasi Generator

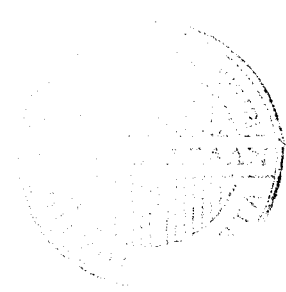
- Tipe : AC generator
- Kapasitas : 300 KW
- Tegangan : 220/360 volt
- Efisiensi : 80 %
- Frekuensi : 50 Hz
- Bahan bakar : IDO (industrial diesel oil)

Kebutuhan bahan bakar untuk generator set:

- Jenis bahan bakar : Industrial Diesel oil
- Heating value : 250000 Btu/gallon
- Derajat API : 22 – 28 API
- Densitas : 0.9 kg/lt
- Viskositas : 1,2 Cp

Kebutuhan bahan bakar untuk generator listrik

$$\begin{aligned} &= \text{heating value} \times \text{effisiensi generator} \\ &= 450,4941 \times 0,00029307 \text{ gallon/jam} \times 3,7853 \text{ lt/gallon} \\ &= 23,28822155 \text{ lt/jam} \end{aligned}$$





• Tangki Bahan Bakar Generator

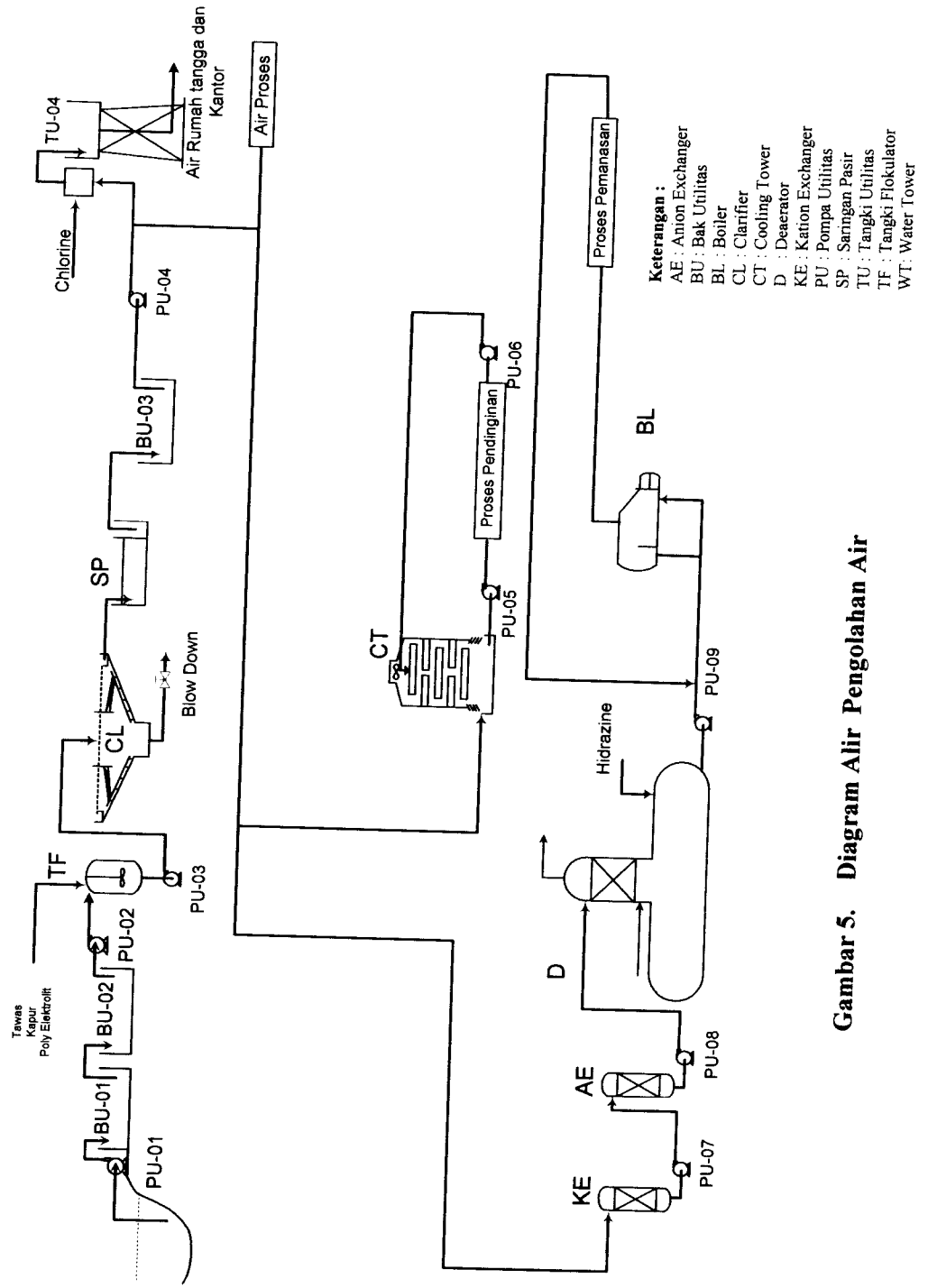
Jenis : Silinder Tegak

Volume : 5,5891m³

Diameter : 1,9238 m

Tinggi : 1,9238 m

Listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 300 KW. Apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan 600 HP dengan bahan bakar diesel oil, menggunakan satu buah generator.



Gambar 5. Diagram Alir Pengolahan Air



4.6. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Sebab hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas sebagai pedoman, antara lain :

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

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut maka diperoleh suatu struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Pembentukan staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dalam bidangnya adalah untuk mencapai kelancaran produks. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu :



1. Sebagai garis atau lini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
2. Sebagai staff, yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimiliki, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya, sedangkan seorang direktur utama yang dibantu oleh Direktur produksi dan Teknik serta Direktur Keuangan dan Umum bertugas untuk menjalankan perusahaan. Direktur Produksi dan Teknik membawahi bagian teknik dan produksi. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan umum, keuangan dan pemasaran. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa kepala seksi dan setiap kepala seksi membawahi serta mengawasi para karyawan perusahaan. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang masing-masing dipimpin oleh kepala regu. Setiap kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi 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 dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

4.6.1. Tugas dan Wewenang

4.6.1.1. Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.6.1.2. Dewan Komisaris

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

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direksi
3. Membantu direksi dalam hal-hal penting



4.6.1.3. Direktur

Direktur merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Tugas Direktur antara lain melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya, menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan, mengangkat dan memberhentikan Kepala Seksi dengan persetujuan rapat pemegang saham, dan mengkoordinir kerja sama dengan Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum.

4.6.1.4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli meliputi :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
3. memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.6.1.5. Kepala Bagian

Kepala Bidang merupakan pemimpin dari Kepala Seksi dan ia bertanggung jawab kepada Direktur. Ada dua Kepala Bidang yaitu Kepala Bidang Produksi dan Kepala Bidang Keuangan dan Umum.



Tugas Kepala Bidang Produksi antara lain bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang kelancaran produksi dan perawatan pabrik, serta mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan Kepala Seksi yang menjadi bawahannya.

Tugas Kepala Bidang Keuangan dan Umum antara lain bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang keuangan dan pelayanan umum serta mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan Kepala Seksi

4.6.1.6. Penelitian dan Pengembangan

Penelitian dan pengembangan terdiri atas ahli-ahli/sarjana sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab langsung kepada direktur.

Tugas dan wewenangnya antara lain mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi, mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.

4.6.1.6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.1.6.1. Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses, antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang



4.6.1.6.2. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian, antara lain :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

4.6.1.6.3. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Laboratorium, antara lain :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

4.6.1.6.4. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi Pemeliharaan, antara lain :

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

4.6.1.6.5. Kepala Seksi Utilitas

Tugas Kepala Seksi Utilitas:

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

4.6.1.6.6. Kepala Seksi Penelitian

Tugas Kepala Seksi Penelitian :

- Mempertinggi mutu produk.

4.6.1.6.7. Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan :

- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi
- Mempertinggi efisiensi kerja.

4.6.1.6.8. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi, antara lain :

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

4.6.1.6.9. Kepala Seksi Anggaran

Tugas Kepala Seksi Anggaran, antara lain :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat perkiraan tentang keuangan masa yang akan datang
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.

4.6.1.6.10. Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia, antara lain :

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

4.6.1.6.11. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas, antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

4.6.1.6.12. Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Keamanan, antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan ataupun bukan dilingkungan pabrik
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan item perusahaan.

4.6.1.6.13. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian, antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

4.6.1.6.14. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan, antara lain :

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

4.6.2. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asetaldehid direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Berdasarkan pembagian jam kerja, karyawan digolongkan menjadi 2 golongan, yaitu :

4.6.2.1. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak mengalami proses produksi secara langsung. Karyawan non-shift antara lain adalah Direktur, Staff ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi bagian administrasi. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

- Hari Senin – Jum'at : jam 07:00 – 15.00

- Hari Sabtu : jam 07:00 – 12:00

Jam istirahat :

- Hari Senin-Kamis : jam 12:00 – 13:00

- Hari jum'at : jam 11:00 – 13:00

4.6.2.2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan shift antara lain adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara

bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi 3 (tiga shift) dengan pengaturan sebagai berikut :

1. karyawan Operasi

- a. Shift pagi : jam 07:00 – 15:00
- b. Shift siang : jam 15:00 – 23:00
- c. Shift malam : jam 22:00 – 07:00

2. Karyawan Keamanan (security)

- a. Shift pagi : jam 06:00 – 14:00
- b. Shift siang : jam 14:00 – 22:00
- c. Shift malam : jam 22:00 – 06:00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 5.1. sebagai berikut :

Tabel 4.20. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

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

Keterangan :

P = Shift Pagi

M = Shift Malam

S = Shift Siang

L = Libur

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan

3. Karyawan borongan

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

4.6.3. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4.21. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

No	Jabatan	Klasifikasi	Jumlah	Gaji/Bulan
1.	Direktur	S1 – T. Kimia	1	Rp 10.000.000,-
2.	Kepala Bidang Produksi	S1 – T. Kimia	1	Rp 3.000.000,-
3.	Kepala Bidang Keuangan dan umum	S1 – Ekonomi	1	Rp 3.000.000,-
4.	Staf Ahli	S1 – T. Kimia	3	Rp 4.500.000,-
5.	Penelitian dan Pengembangan	S1 – T. Kimia	4	Rp 2.500.000,-
6.	Sekretaris	D3 - Sekretaris	3	Rp 1.500.000,-
7.	Kepala Seksi Operasi	S1 – T. Kimia	2	Rp 2.000.000,-
8.	Kepala Seksi Teknik	S1 – T. Elektro/ Mesin	1	Rp 2.000.000,-
9.	Kepala Seksi Pemasaran	S1 – T. Industri	1	Rp 2.000.000,-

Lanjutan Tabel 4.21. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

10.	Kepala Seksi Keuangan dan Administrasi	S1 – Ekonomi	1	Rp 2.000.000,-
11.	Kepala Seksi Umum	S1 – Ilmu Sosial	1	Rp 2.000.000,-
12.	Koordinator Unit Proses	D3 – T. Kimia	1	Rp 1.500.000,-
13.	Koordinator Unit Utilitas	D3 – T. Kimia	1	Rp 1.500.000,-
14.	Koordinator Unit Laboratorium	D3 – Analisis Kimia	1	Rp 1.500.000,-
15.	Koordinator Unit Pemeliharaan	D3 – T. Mesin	1	Rp 1.500.000,-
16.	Koordinator Unit Keamanan	SLTA	1	Rp 1.000.000,-
17.	Karyawan Unit Proses	SLTA	32	Rp 800.000,-
18.	Karyawan Unit Utilitas	SLTA	20	Rp 800.000,-
19.	Karyawan Unit Laboratorium	SLTA	8	Rp 800.000,-
20.	Karyawan Unit Pemeliharaan	SLTA	8	Rp 800.000,-
21.	Karyawan Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan	D3	4	Rp 1.000.000,-
22.	Karyawan Unit Administrasi	SLTA	3	Rp 800.000,-
23.	Karyawan Unit Keuangan	SLTA	3	Rp 800.000,-
24.	Karyawan Unit Personalia	SLTA	4	Rp 800.000,-
25.	Karyawan Unit Humas	SLTA	2	Rp 800.000,-
26.	Karyawan Unit Keamanan	SLTA	10	Rp 800.000,-
27.	Karyawan Unit Pengadaan	SLTA	3	Rp 800.000,-
28.	Karyawan Unit Penjualan	SLTA	3	Rp 800.000,-
29.	Dokter	S1 – Kedokteran	1	Rp 3.000.000,-
30.	Perawat	D3 – Perawat	2	Rp 1.000.000,-
31.	Sopir	SLTP	4	Rp 600.000,-
	TOTAL		125	

4.6.4. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
2. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasangan/tahun
3. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
 - b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
4. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku

b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

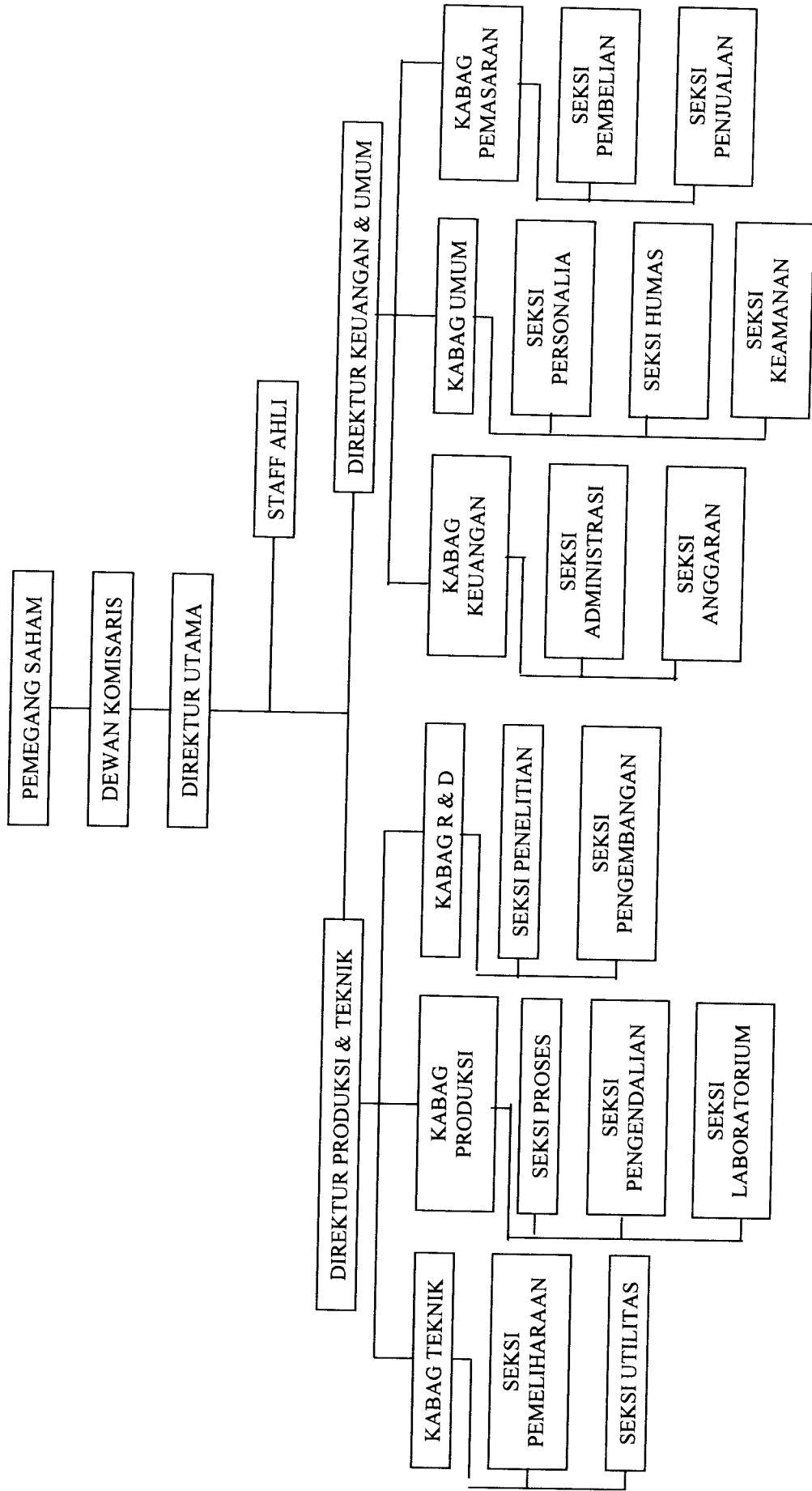
ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000,00/bulan.

4.6.5. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi 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 perusahaan 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. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.



Gambar 6. Struktur Organisasi Pabrik Methylphenylamine

4.7. Evaluasi Ekonomi

4.7.1. Penafsiran Harga Peralatan

Penafsiran harga alat setiap waktu akan selalu berubah, tergantung dari perubahan kondisi ekonomi yang terjadi. Untuk memperkirakan harga suatu peralatan, digunakan suatu metode yang mengkonversikan harga suatu peralatan pada beberapa waktu yang lalu sehingga diperoleh harga yang ekuivalen pada saat sekarang. Persamaan yang dipergunakan adalah sebagai berikut :

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

Keterangan :

E_x : harga alat pada tahun x

E_y : harga alat pada tahun y

N_x : indeks harga alat pada tahun x

N_y : indeks harga alat pada tahun y

Dari Chemical Engineering Progress¹ (www.che.com) dan Peter

Timmerhaus, 1990 didapat harga indeks sebagai berikut :

¹ Sumber : “ Chemical Engineering Progress”, Vol.107, Juni 2000

Tabel 4.22. Harga Indeks Chemical Engineering Plant

Tahun	X (Tahun)	Y (Tahun)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2
1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	394,1
2001	15	394,3
Total	120	5542,6

Dimana : X = tahun

Y = indeks harga

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan , dalam hal ini pada tahun 2010 adalah tahun ke 24.

$$Y = 4,4829X - 8569,3$$

$$Y = 441,329$$

4.7.2. Dasar Perhitungan

1. Kapasitas produksi : 15.000 ton /tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Umur alat : 10 tahun
4. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 10.000,-
5. Tahun evaluasi : 2010
6. Untuk buruh asing \$ 15/*manhour*
7. Upah buruh Indonesia Rp 10.000,00/*manhour*
8. Perbandingan *manhour* asing : *manhour* Indonesia = 1 : 3
9. Perbandingan jumlah tenaga asing : Indonesia = 5 : 95

4.7.3. Perhitungan Biaya

4.7.3.1. Capital Investment

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

Capital investment terdiri dari :

a. Fixed Capital Investment

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

b. Working Capital Investment

Working Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2. Manufacturing Cost

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

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

4.7.3.3. General Expanse

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

4.7.3.4. 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/evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. Persent Profit On Sales (POS)

$$POS = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Harga jual produk}} \times 100 \%$$

2. Present Return On Investment (ROI)

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit(keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}$$

3. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini perlu untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + 0,1\text{FCI}} \times 100\%$$

4. Break Even Poin (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Dalam hubungan ini :

Fa : Fixed manufacturing cost

Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost

Sa : Penjualan produk

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar fixed ekspense (F_a) dibandingkan harus produksi

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

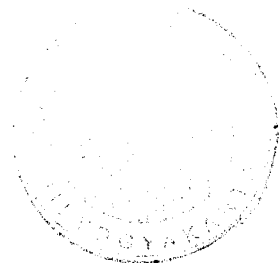
6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

- Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- Laju bunga maksimal di mana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (W_c + S_v)$$

Dengan trial dan error akan diperoleh harga i .



Hasil Perhitungan analisa ekonomi pada pabrik Methylphenylamine adalah sebagai berikut :

1) Physical Plant Cost (PPC)

Tabel 4.23. Physical Plant Cost

No.	Komponen	US \$	Rp
1.	Harga alat sampai ditempat	3,476,955.7370	
2.	Biaya instalasi	350,477.1383	634.196.726,4
3.	Biaya pemipaan	1,136,805.3070	733.289.964,9
4.	Biaya Instrumentasi	337,960.0976	59.455.943,1
5.	Biaya Isolasi	72,657.1729	99.093.238,5
6.	Biaya Listrik	282,328.8058	59.455.943,1
7.	Harga Alat lokal		1.120.303.572,0
8.	Biaya bangunan		59.720.000.000,0
9.	Biaya tanah		6.000.000.000,0
	Physical Plant Cost	5,657,184.2580	68.425.795.388,0

2) Direct Plant Cost (DPC)

Tabel 4.24. Direct Plant Cost

No.	Komponen	US \$	Rp.
1	PPC	5,657,184.258	68.425.795.388
2	Engineering	1,414,296.065	17.106.448.847
	Direct Plant Cost	7,071,480.323	85.532.244.234

3) Fixed Capital Investment

Tabel 4.25. Fixed Capital Investment

No.	Komponen	US \$	Rp.
1	Direct Plant Cost (DPC)	7,071,480.323	85.532.244.234
2	Constructor's Fee (CF)	282,859.2129	3.421.289.769
3	Contingency (C)	1,060,722.048	12.829.836.635
Fixed Capital Investment		8,415,061.584	185.934.000.000

4) Manufacturing Cost

➤ Direct Manufacturing Cost (DMC)

- Bahan baku = Rp. 428.875.000.000,-
- Buruh = Rp. 3.949.200.000,-
- Perawatan = Rp. 13.015.379.054,-
- Suku Cadang = Rp. 1.952.306.858,-
- Royalties and Patents = Rp. 6.518.790.000,-
- Utilitas = Rp. 4.027.626.965,-

Total Direct Manufacturing Cost = Rp. 458.388.000.000, -

➤ **Indirect Production Cost**

▪ Payroll Overhead Cost	= Rp	592.380.000,-
▪ Laboratorium	= Rp.	394.920.000,-
▪ Plant Overhead	= Rp.	1.974.600.000,-
▪ Packing and Shipping	= Rp.	26.075.172.014,-

Total Indirect Production Cost = Rp. 29.037.072.014,- +

➤ **Fixed Manufacturing Cost**

▪ Depresiasi	= Rp.	14.874.718.919,-
▪ Property Taxes	= Rp.	1.859.339.865,-
▪ Asuransi	= Rp.	1.859.339.865,-

Total Fixed Manufacturing Cost = Rp. 18.593.398.648,- +

Perincian Manufacturing Cost (MC)

1) Direct Manufacturing Cost	= Rp	458.388.000.000,-
2) Indirect Production Cost	= Rp	29.037.072.014,-
3) Fixed Manufacturing Cost	= Rp	18.593.398.648,-

Total Manufacturing Cost = Rp 505.969.000.000,- +

5) Modal Kerja (Working Capital)

• Raw material inventori	= Rp	10.496.427.282,-
• Inproses inventori	= Rp	31.942.472.622,-
• Product inventori	= Rp	21.082.031.931,-
• Extended Credit	= Rp	42.164.063.862,-



• Available Cost	= Rp 84.328.127.723,-
<hr/>	
Total Working Capital	= Rp 158.103.000.000,-

Total Investasi (Total Capital Investment)

$$\begin{aligned} &= \text{Working Capital} + \text{Fixed Capital Investment} \\ &= \text{Rp } 158.103.000.000,00 + \text{Rp } 185.934.000.000,00 \\ &= \text{Rp } 344.037.000.000,00 \end{aligned}$$

6) Pengeluaran Umum (General Expenses)

1. Administrasi (3 % sales)	= Rp 19.556.379.011
2. Sales (5 % sales)	= Rp 32.593.965.018
3. Reasearch (3 % sales)	= Rp 13.037.586.007
4. Finance	= Rp 19.556.379.011
<hr/>	
Total General Expenses	= Rp 84.744.309.047

7) Biaya Produksi (Production Cost)

$$\text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} = \text{Rp } 590.713.000.000,00$$

8) Analisa Keuntungan (Profit Estimation)

a. Keuntungan sebelum pajak

Total sales	= Rp 651.879.000.000,00
Total biaya produksi	= Rp 590.713.000.000,00
<hr/>	
Keuntungan	= Rp 611.662.249,76

b. Keuntungan setelah pajak

Pajak 50 %	= Rp 305.831.124,9
Keuntungan	= Rp 305.831.124,9

4.7.4. Analisa Kelayakan

➤ **Return of Investment (ROI)**

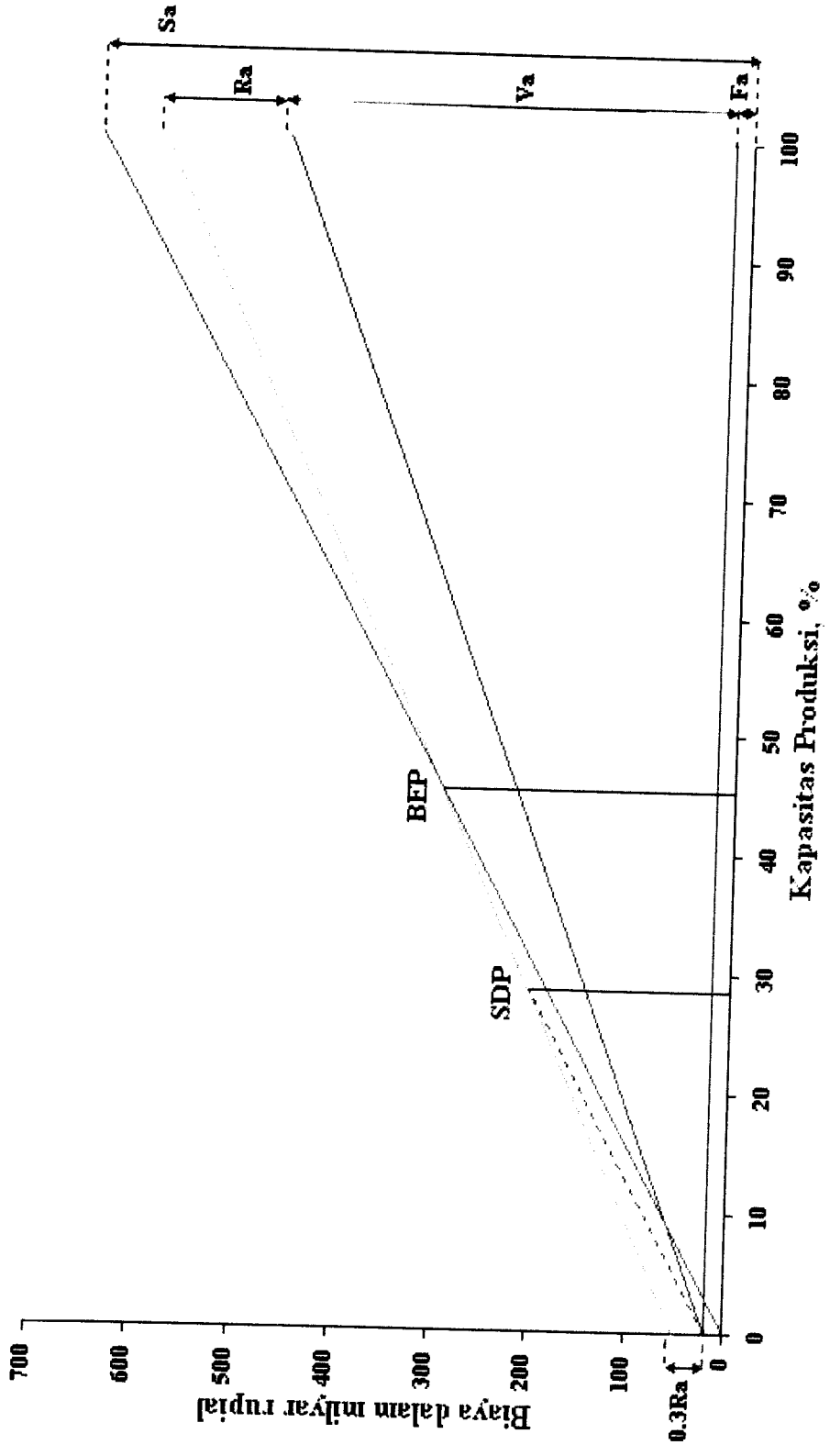
- a. Sebelum pajak = 32,89 %
- b. Sesudah pajak = 19,73 %

➤ **Pay Out Time (POT)**

- a. Sebelum pajak = 2,33 tahun
- b. Sesudah pajak = 3,36 tahun

➤ **Break Even Point, Shut Down Point dan Discounted Cash Flow**

- Fixed Expenses (Fa) = Rp. 18.593.398.648,-
- Variable Cost (Va) = Rp. 465.497.000.000,-
- Regulated Cost (Ra) = Rp. 106.623.000.000,-
- Annual Sales (Sa) = Rp. 651.879.000.000,-
- Break Even Point (BEP) = 45,26 %
- Shut Down Point (SDP) = 28,62 %
- Discounted Cash Flow (DCF) = 20,42 %



Gambar 7. Grafik Analisa Ekonomi



BAB V

KESIMPULAN

Pra rancangan pabrik Methylphenylamine dengan mereaksikan methanol dengan aniline dengan kapasitas 15.000 ton /tahun. Dikategorikan sebagai pabrik yang beresiko rendah, hal ini dikarenakan :

1. Bahan baku pendukung proses ,tenaga kerja, dan alat-alat produksi tersedia dan mudah diperoleh untuk kelangsungan produksi serta prospek pemasaran produk cukup luas.
2. Pabrik berjalan pada operasi rendah (tekanan dan suhu operasi) , tidak memerlukan penanganan khusus, sehingga resiko keselamatan kerja serta lingkungan hidup minimum.
3. Hasil analisa kelayakan perancangan pabrik methylphenylamine sebagai berikut:

ROI sebelum pajak = 32,89 % > 11 %

ROI sesudah pajak = 19,73 %

POT sebelum pajak = 2,33 tahun > 2 tahun

POT sesudah pajak = 3,36 tahun

BEP = 45,26 % (40 %- 60 %)

SDP = 28,62 %

DCFR = 20,42 %

(Aries Newton, 1955)

Berdasarkan kelayakan ekonomi di atas, maka perancangan pabrik methylphenylamine layak untuk diuji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S. and Newton, R. D. , 1995, *Chemical Engineering Cost Estimation*, MC. Graw-Hill Co, New York
- Brown, G. G., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, New York
- Brownell, L. E. And Young, E. H., 1978, *Equipment Design*, Willey Eastern Limited, New Delhi
- Coulson, C. M. and Richardson, 1983, *Chemical Engineering, Vol. VI*, Pergamon Press, New York
- Kern, D. Q., 1954, *Process Heat Transfer*, MC. Graw-Hill International Book Co, Kogakhusa
- Kirk, R. E. and Orthmer, D. F., 1981, *Encyklopediaof Chemical Technology*, 3rd ed, Vol 3, P. 815 – 835, John Willey and Sons inc, Toronto
- Lugwig, E. E., 1984, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant, Vol. I, II, III*, Gulf Publishing Co., Houston, Texas
- Nelson, W. L., 1958, *Petroleum Refinery Engineering 4th ed*, MC. Graw-Hill Co, New York
- Perry, R. H. and Chilton, C. H., 1987, *Perry's Chemical Engineering Hand Book 5th ed*, MC. Graw-Hill Book Co, inc, New York
- Peter, M. S. and Timmerhaus, K. D., 1968, *Plant Design and Economic for Chemical Engineering 2nd ed*, MC. Graw-Hill Book Co, inc, New York
- Powell, S. T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, MC. Graw-Hill Co, inc, New York
- Reid, R. C., Prausnitz, J. M., and Sherwood, T. K., 1977, *The Properties of Gases and Liquids*, MC. Graw-Hill Book Co, inc, New York
- Smith, J. M., 1971, *Chemical Engineering Kinetics*, MC. Graw-Hill Co, inc, Tokyo

LAMPIRAN



REAKTOR

Tugas : Tempat terjadinya reaksi antara aniline dan methanol menjadi methylphenylamine sebanyak 1893,939394 kg / jam dalam fase gas

Jenis reactor : *Fixed bed multitube*

Proses : Non Adiabatis – Non Isothermal

Kondisi operasi :

- suhu : 235-343 °C
- tekanan : $\pm 2,7$ atm
- sifat reaksi : eksotermis

Katalisator :

- jenis : alumina
- bentuk : tablet
- ukuran : $\frac{1}{4}$ in x $\frac{1}{4}$ in
- bulk density : 590,8 kg / m³
- void space : 0,473

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

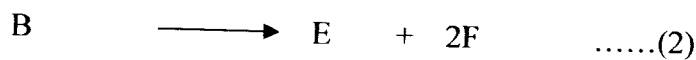
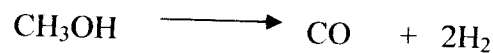
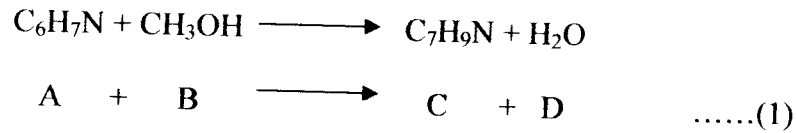
Asumsi:

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



reaksi kimia :

reaksi alkilasi dari aniline (C_6H_7N) dan methanol (CH_3OH) menjadi methylphenylamine (C_7H_9N) data dinyatakan dengan persamaan :



Dengan : A = Aniline

B = Methanol

C = Methylphenylamine

D = Air

E = Karbon monoksida

Kinetika Reaksi:

Persamaan kecepatan reaksi alkilasi aniline dan methanol menjadi methylphenylamine merupakan reaksi orde dua yang dinyatakan dengan persamaan :

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B \quad \dots\dots(3)$$

Dimana:

C_A = konsentrasi Aniline

C_B = konsentrasi methanol

Reaksi Fase gas

$$C_{A0} = \frac{P_A}{R T} = \frac{Y_{A0} P}{R T}$$

$$C_{B0} = \frac{P_B}{R T} = \frac{Y_{B0} P}{R T}$$

Perbandingan $C_{A0} : C_{B0} = 1 : 1$ (dari perbandingan stokiometri)



$$\begin{aligned}
 C_A &= C_{A0} (1 - X_A) \\
 (-r_A) &= k \cdot C_A \cdot C_B \\
 &= k \cdot C_A^2 \\
 &= k \cdot C_{A0}^2 (1 - X_A)^2 = k \left(\frac{Y_{A0} P}{RT} \right)^2 (1 - X_A)^2 \\
 &= k \left(\frac{n_{A0}}{Nt} + \frac{P}{RT} \right)^2 \times (1 - X_A)^2
 \end{aligned}$$

jika gas dianggap memenuhi persamaan gas ideal, maka :

$$C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{P_A}{RT}$$

$$C_B = \frac{n_B}{V} = \frac{P_B}{RT}$$

Maka persamaan (3) menjadi :

$$(-r_A) = K_i \left(\frac{P_A}{RT} \right) \left(\frac{P_B}{RT} \right) = K_i \left(\frac{1}{RT} \right)^2 P_A P_B \quad \dots\dots(4)$$

Dari data diperoleh :

Banyaknya methanol yang terdekomposisi sebanyak 0.09 kg/kg produk (Deahl, T, J. 1951, P. F) jadi banyaknya methanol yang bereaksi pada reaksi adalah = 0.09 X_A. BMC/BMB.

Untuk konversi aniline sebesar X_A, maka :

$$n_A = n_{A0} (1 - X_A)$$

$$n_B = n_{B0} - n_{A0} \cdot X_A - 0.09 n_{A0} \cdot X_A (BM_C/BM_B)$$

$$n_C = n_{A0} \cdot X_A$$

$$n_D = n_{D0} \cdot n_{A0} + X_A$$

$$n_E = 0.09 \cdot n_{A0} \cdot X_A (BM_C/BM_B)$$



$$n_F = 2.009 n_{A0} \cdot X_A (BM_C / BM_B)$$

$$n_T = n_{A0} + n_{B0} + n_{D0} + 0.18 \cdot n_{A0} \cdot X_A (BM_C / BM_B)$$

tekanan parsial gas dapat dinyatakan dengan hukum Dalton untuk gas ideal :

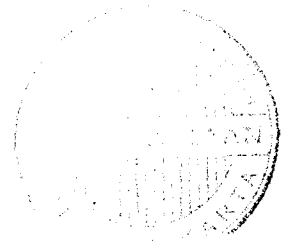
$$P_i = Y_i \cdot P_T = \frac{n_i}{n_T} P_T$$

Maka :

$$P_A = \frac{n_{a0} (1 - X_A)}{n_T} P_T$$

$$P_B = \frac{n_{b0} - n_{A0} \cdot X_A - 0.09 n_{A0} X_A (BM_C / BM_B)}{n_T} P_T$$

$$= \frac{n_{A0} (M - X_A (1 - 0.09 BM_C / BM_B))}{n_T}$$



sehingga persamaan menjadi :

$$(-r_A) = K_i \left(\frac{1}{RT} \right)^2 \frac{n_{A0} (1 - X_A)}{n_T} P_T \cdot \frac{n_{A0} (M - X_A (1 + 0.3098))}{n_T} P_T$$

$$(-r_A) = K_i \left(\frac{1}{RT} \right)^2 \left(\frac{P_T n_{A0}}{n_T} \right)^2 (1 - X_A) (M - 1.30098 \cdot X_A) \quad \dots\dots(5)$$

dengan :

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi alkilasi aniline

K_i = konstanta kecepatan reaksi

RT = konstanta gas ideal = $0.082057 \text{ m}^3 \text{ atm} / \text{kmol K}$

T = suhu operasi, (K)

P_T = tekanan total, (atm)

n_{A0} = fraksi mol aniline mula- mula

n_T = fraksi mol total



X_A = konversi aniline

M = perbandingan mol methanol / aniline mula- mula

Dari Deahl., T. J. 1951, page 7-9. diperoleh data :

Tekanan proses, $P = 30$ psig = 2.04 atm

Perbandingan mol aniline : methanol : $H_2 = 1 : 1.5 : 2.5$

Waktu reaksi : $\theta = 2.8$ detik

Data suhu ($^{\circ}C$) dan konversi = 225 \rightarrow 0.82

250 \rightarrow 0.94

Neraca Massa

$$NA|_v - NA|_{v + \Delta v} - (-r_A) \Delta V \rho_B = 0$$

$$\frac{-NA|_{v + \Delta v} - NA|_v}{\Delta V} = (-r_A) \rho_B$$

$$\frac{-\Delta NA}{\Delta V} = (-r_A) \rho_B$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{-dNA}{dV} = (-r_A) \rho_B$$

$$NA \frac{dX_A}{dV} = (-r_A) \rho_B$$

$$F_V C_{A0} \frac{dX_A}{dV} = (-r_A) \rho_B$$

$$\frac{\rho_B}{C_{A0}} \int_0^V \frac{dV}{FV} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$\frac{\rho_B}{C_{A0}} \frac{V}{FV} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$



$$\theta = \frac{C_{A0}}{\rho_B} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

jika harga kecepatan reaksi dimasukkan, maka :

$$\theta = \frac{n_{A0} \cdot P_T}{N_T \cdot R \cdot T \cdot \rho_B} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{K_1 \left(\frac{1}{R \cdot T} \right)^2 \left(\frac{P_T \cdot N_{A0}}{N_T} \right)^2 (1 - X_A)(M - 1.30098X_A)}$$

untuk suhu tertentu, maka harga K_1 juga tertentu maka persamaan diatas menjadi :

$$\theta = \frac{N_T \cdot R \cdot T}{K_1 \cdot P_T \cdot N_{A0} \cdot \rho_B} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(M - 1.30098X_A)}$$

jika persamaan diatas diintegrasikan akan didapat :

$$\theta = \frac{N_T \cdot R \cdot T}{K_1 \cdot P_T \cdot N_{A0} \cdot \rho_B} (-5.0226 \ln(1 - X_A) + 5.0226 \ln(1.5 - 1.30098X_A))$$

$$\theta = \frac{N_T \cdot R \cdot T}{K_1 \cdot P_T \cdot N_{A0} \cdot \rho_B} 5.0226 \ln \left(\frac{1.5 - 1.30098X_A}{1 - X_A} \right) \Bigg|_0^{X_A}$$

maka harga K_1 menjadi :

$$K_1 = \frac{N_T \cdot R \cdot T}{\theta \cdot P_T \cdot N_{A0} \cdot \rho_B} 5.0226 \ln \left(\frac{1.5 - 1.30098X_A}{1 - X_A} \right) \Bigg|_0^{X_A} \dots\dots\dots(6)$$

Di peroleh dari data maka di dapatkan :

T	X_A	K_1
498 °K	0,82	105,90037
523 °K	0,94	193,74963

konstanta kecepatan reaksi dianggap memenuhi persamaan Arheinius, maka

$$K_1 = A \cdot e^{-E/R \cdot T}$$



$$T_{498} \quad 105.90037 = A \cdot e^{(-E/R)2.008 \cdot E-03}$$

$$T_{523} \quad 193.74963 = A \cdot e^{(-E/R)1.91205 \cdot E-03}$$

Kedua persamaan disubstitusikan, maka harga A dapat dihitung :

$$\frac{105.90037}{e^{(-E/R)2.008 \cdot E-03}} = \frac{193.74963}{e^{(-E/R)1.91205 \cdot E-03}}$$

$$e^{(-E/R)(-9.595E-05)} = 1.82955$$

$$e^{(-E/R)(-9.595E-05)} = e^{0.60407}$$

$$(E/R)(9.595E-05) = 0.60407$$

$$(E/R) = 6.29567E03$$

$$105.90037 = A \cdot e^{(-6.29567E03)2.008E-03}$$

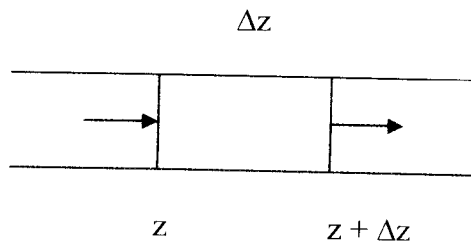
$$105.90037 = A \cdot 3.234E-06$$

$$A = 3.27435E07$$

jadi persamaan untuk konstanta kecepatan reaksi adalah :

$$K_1 = 3.27435E07 \cdot e^{-6.29567E03/T}$$

1. Neraca massa pada elemen volume, setebal Δz



Keterangan : F_A : kecepatan massa aniline

V : volume reactor, m^3

ΔV : elemen volume

Neraca massa aniline pada elemen volume

Input – output – bereaksi = acc

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

$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot \rho_B \cdot V_A = R_{acc}$



$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot \rho_B \cdot at \cdot \Delta z = R \text{ acc}$$

Keterangan : $(-r_A)$: kecepatan reaksi aniline (mol / waktu. Berat katalis)

ρ_B : berat jenis (berat katalis / volume tabung)

at : luas penampang (m^2)

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \rho_B \Delta z \Delta t = 0$$

$$F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z = -(-r_A) \rho_B \Delta z$$

$$\frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta z} = -(-r_A) \rho_B \cdot \Delta t$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta z} = -(-r_A) \rho_B \cdot at$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -r_A \rho_B \cdot at$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -r_A \rho_B \frac{\pi Dt^2}{4} \quad \dots(7)$$

Keterangan : Dt : diameter tube

$$V : (\pi Dt^2/4) \cdot z = at \cdot z$$

$$dV : (\pi Dt^2/4) \cdot \Delta z$$

Asumsi

$$Z = 0 \quad , \quad z = L$$

$$X_A = 0 \quad , \quad X_A = X_A$$

$$F_A = F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A$$

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = dF_{A0} (1 - X_A)$$

$$= F_{A0} (d(1 - X_A))$$



$$= -F_{A0} \cdot dx_A$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$-F_{A0} \cdot dX_A = dF_A$$

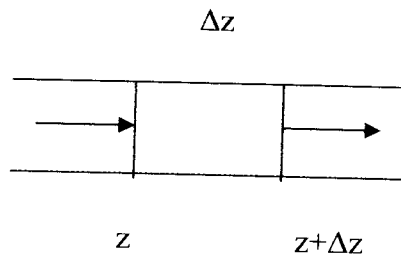
.....(substitusi pers 7)

$$-F_{A0} \cdot dX_A = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi D t^2}{4} \cdot dz$$

$$\frac{-F_{A0} \cdot dX_A}{dz} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi D t^2}{4}$$

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi D t^2}{4} \cdot \frac{1}{F_{A0}} \quad \text{.....(8)}$$

2. Neraca Panas Elemen Volume



Kec paanas masuk – kec panas keluar + panas dalam elemen volume =
accumulasi

$$H|_z - H|_{z + \Delta z} - (-r_A) \cdot \Delta U \cdot \Delta H R - U \cdot A(T - T_c) = 0$$

$$H|_z - H|_{z + \Delta z} + (-r_A) \rho_B \cdot \Delta z \cdot (-\Delta H R) - U A(T - T_c) = 0$$

$U = \text{panas} / (\text{waktu luas suhu})$

$$A = 2 \pi r = \pi D$$

$$H|_{z + \Delta z} - H|_z = -U A (T - T_c) - (-r_A) \rho_B \text{ at } \Delta z (-\Delta H R)$$

$$H|_{z + \Delta z} - H|_z = -U \pi D t \Delta z (T - T_c) - (-r_A) \rho_B \text{ at } \Delta z (\Delta H R)$$



$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|z + \Delta z - H|z}{\Delta z} = (-r_A) \rho_B \Delta t (-\Delta HR) - U \pi Dt (T - T_c)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \rho_B \Delta t (-\Delta HR) - U \pi Dt (T - T_c)$$

$$\frac{dH}{dT} \frac{dT}{dz} = (-r_A) \rho_B \Delta t (-\Delta HR) - U \pi Dt (T - T_c)$$

$$\frac{dH}{dT} \frac{dT}{dz} = \left(\sum F_i C_{p,i} \right) \frac{dT}{dz} = (-r_A) \rho_B \frac{\pi Dt^2}{4} (-\Delta HR) - U \pi Dt (T - T_c)$$

$$\frac{dH}{dT} \frac{dT}{dz} = \frac{dX_A dF_{A0}}{dz} (-\Delta HR) - U \pi Dt (T - T_c)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\frac{dX_A}{dz} F_{A0} (-\Delta HR) - U \pi Dt (T - T_c)}{\sum F_i C_{p,i}}$$

Keterangan : $C_{p,i} = a + bT + cT^2 + dT^3$

$$\Delta HR, T = \Delta HR^\circ + \int_{T_R}^T \Delta C_p dT$$

T = Suhu gas (°K)

T_c = Suhu Pendingin (°K)

F_i = kecepatan molar zat i (kgmol/jam)

ΔHR = Panas reaksi pada suhu referensi (kkal/kgmol)

U = koefisien transfer panas overall (kkal/m² J K)

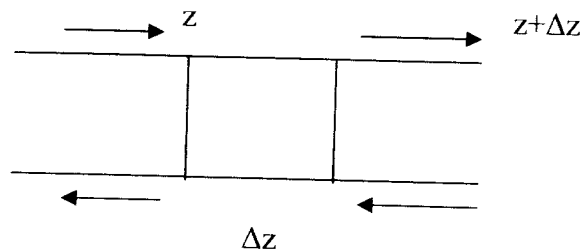
C_{p,i} = koefisien panas zat i (kkal/kgmol)

Untuk N_t buah pipa (tube)

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-\Delta HR) \left(\frac{dX_A}{dz} \right) F_{A0} - U \pi Dt N_t (T - T_c)}{\sum F_i C_{p,i}} \quad \dots\dots(9)$$



3. Neraca Panas Pendingin



$$H|_z - H|_{z + \Delta z} + UA (T - T_c) = 0$$

$$\frac{dH}{dz} = U\pi Dt(T - T_c)$$

$$\frac{dH}{dT_c} \frac{dT_c}{dz} = U\pi Dt (T - T_c)$$

$$M C_{pm} \frac{dT_c}{dz} = U\pi Dt (T - T_c)$$

$$\frac{dT_c}{dz} = \frac{U\pi Dt(T - T_c)}{M C_{pm}}$$

untuk N_t pipa :

$$\frac{dT_c}{dz} = \frac{U \pi Dt N_t (T - T_c)}{M C_{pm}} \quad \dots\dots(10)$$

4. PRESSURE DROP

a. Pressure Drop dalam Tube

Pressure drop pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Walas, 1959):

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \epsilon) \cdot \mu}{D_p} \div 1,75G \right] \quad \dots\dots(11)$$

dengan:

dP = pressure drop, lb/ft²

dz = tebal tumpukan katalisator, ft

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, lb/j.ft²

P = densitas gas, lb/cuft

D_p = diameter ekivalen katalisator, ft

g = konstanta percepatan gravitasi bumi, ft/j²



ϵ = porositas tumpukan katalis

μ = viskositas gas, lb/j/ft

b. Pressure Drop dalam Shell

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

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot 12 \cdot L}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot B_s \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \dots\dots(12)$$

dengan:

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

L = panjang *shell*, ft

G_s = kecepatan aliran massa dalam *shell*, lb/j.ft²

D_s = diameter dalam *shell*, ft

D_e = diameter ekivalen, ft

B_s = jarak *baffle*, ft

s = *specific gravity*

f = faktor friksi f(Res), ft²/in²

ϕ_s = *viscosity ratio*

DATA DAN ESTIMASI SIFAT-SIFAT FISIS

1) Berat Molekul Rata-Rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^N y_i \cdot BM_i \dots\dots(13)$$

dengan:

y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = berat molekul komponen i

2) Densitas Gas (ρ_G)

$$\rho_G = \frac{(t + 273) \cdot P \cdot BM_G}{22,4 \cdot R \cdot T} \dots\dots(14)$$

dengan:



P = tekanan total, atm

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

3) Viskositas Gas (μ_G)

Viskositas gas dapat didekati dengan persamaan:

$$\mu_i = \frac{27 \cdot 10^{-5} \cdot BM_G^{1/3} \cdot T_G^{3/2}}{V_B^{2/3} \cdot (T_G + 1,47 \cdot T_B)} \quad (\text{Perry, 1974}) \quad \dots\dots(15)$$

di mana: T_B = suhu gas

BM = berat molekul gas

V_B = volume gas

sedangkan untuk viskositas campuran gas:

$$\mu_M = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot BM_i^{0,5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0,5}} \cdot 360, \quad \text{kg/j/m} \quad (\text{Perry, 1984}) \quad \dots\dots(16)$$

dengan:

μ_i = viskositas gas, kg/j/m

BM_i = berat molekul komponen i, kg/kgmol

y_i = fraksi mol komponen i

4) Panas Reaksi (ΔH_R)

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \int_{298}^T \Delta C_p dT, \quad \text{kcal/kgmol} \quad \dots\dots(17)$$

$\Delta H_R^0 = -16.000 \text{ kcal/kgmol} \quad (\text{Kirk and Othmer})$

Data kapasitas panas komponen (C_p)

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (\text{Perry, 1981}) \quad \dots\dots(18)$$



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

Kapasitas panas gas didekati dengan persamaan sebagai berikut:

$$C_A = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad , \text{ J/mol } ^\circ\text{K} \quad (\text{pers.3.19. R.K. Sinknot 22}).$$

$$C_p \text{ C}_6\text{H}_7\text{N} = -40.516 + 6.384 \cdot 10^{-1} T - 5.133 \cdot 10^{-4} T^2 + 1.633 \cdot 10^{-7} T^3$$

$$C_p \text{ CH}_3\text{OH} = 21.152 + 7.092 \cdot 10^{-2} T + 2.587 \cdot 10^{-5} T^2 - 2.851 \cdot 10^{-6} T^3$$

$$C_p \text{ C}_7\text{H}_9\text{N} = -34.9938 + 64.1973 \cdot 10^{-2} T - 3.9964 \cdot 10^{-4} T^2 + 0.094531 \cdot 10^{-6} T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 32.243 + 1.924 \cdot 10^{-3} T + 1.055 \cdot 10^{-5} T^2 - 3.596 \cdot 10^{-9} T^3$$

(properties data bank)

$$\Delta A = -22,148$$

$$\Delta C = -8,7652 \cdot 10^{-4}$$

$$\Delta B = 135,35217 \cdot 10^{-2}$$

$$\Delta D = 2,25725 \cdot 10^{-7}$$

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

$$\int_{298}^T C_p dT = \Delta A \times (T - T_{ref}) + \frac{\Delta B}{2} (T - T_{ref})^2 + \frac{\Delta C}{3} (T - T_{ref})^3 + \frac{\Delta D}{4} (T - T_{ref})^4$$

sehingga :

$$\int_{298}^T C_p dT = -22.1148 (T - 298) + \frac{135.3217 \cdot 10^{-2}}{2} (T - 298)^2 - \frac{8.7652 \cdot 10^{-4}}{3} (T - 298)^3$$

$$+ \frac{2.25725 \cdot 10^{-7}}{4} (T - 298)^4$$

maka :

$$\Delta H_{R, T} = \Delta H_{R, 298}^0 + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

$$= -122.210 \text{ J/mol} - 22.148 (T - 298) + \frac{135.3217 \cdot 10^{-2}}{2} (T - 298)^2$$



$$-\frac{8.7652 \cdot 10^{-4}}{3} (T - 298)^2 + \frac{2.25725 \cdot 10^{-7}}{4} (T - 298)^3 \dots\dots(19)$$

5) Sifat Fisis Pendingin

Reaksi berlangsung eksotermis maka agar proses berlangsung baik maka dipakai pendingin. Media pendingin yang digunakan adalah dowtherm A. Sifat-sifat fisis pendingin didekati dengan persamaan fungsi suhu (Mc. Ketta):

$$C_p = 0,1115 + 3,402 \cdot 10^{-4} T \quad \text{kal/g K} \quad \dots\dots(20)$$

$$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-4} T \quad \text{g/cm}^3 \quad \dots\dots(21)$$

$$\mu = 35,5898 - 0,04212 T \quad \text{g/cm.jam} \quad \dots\dots(22)$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T \quad \text{kal/jam K} \quad \dots\dots(23)$$

SPEKIFIKASI TUBE DAN SHELL

1. Spesifikasi Tube

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas terhadap pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Smith, J.M., 1981)

$$D_p/D_t = 0,15$$

Dimana: hw = Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = Diameter katalisator

D_t = Diameter tube

Sehingga :

$$D_p / D_t = 0.15$$

$$D_p = 0.4554 \text{ cm}$$

$$D_t = \left(\frac{0.4544}{0.15} \right) \text{ cm} = 3.02933 \text{ cm}$$

$$= 1.1926 \text{ in}$$

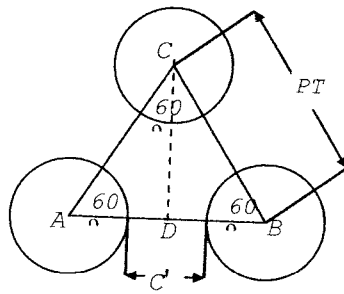
Dari table 11. Kern diperoleh spesifikasi pipa sebagai berikut:

Nominal pipe size	= 1,25 in
Outside diameter	= 1,66 in
Schedule no	= 40
Inside diameter	= 1,38 in
Flow area surface	= 1,00i in ²
Surface per lin fit	= 0,435 ft ² /ft



2. 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 (h_o):



P_T = Jarak antara 2 pusat pipa.

$$P_T = 1,25 D_o$$

C' = Clearance = $P_T - D_o$

$$CD = P_T \sin 60^\circ$$

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

$$A_{\text{total}} = 2.N.(A_{\text{pipa}} + A_{\text{antar pipa}})$$

$$= 2.N.(\text{luas segitiga ABC})$$

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



$$IDS = \sqrt{\frac{4 \cdot N \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}} \dots\dots(24)$$

IDS = diameter dalam *shell*, m

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

$$De = \frac{4 \times (0.5 \cdot P_T \times 0.866 \cdot P_T - 0.5 \cdot \pi \cdot OD^2 / 4)}{0.5 \cdot \pi \cdot OD} \dots\dots(25)$$

dengan:

De = diameter ekuivalen, m

P_T = *pitch*, m

OD = diameter luar *tube*, m

(Kern,1950)

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

Diambil *Baffle Spacing* (Bs) = 0.45.IDs

Luas *shell* (As):

$$As = \frac{IDS \cdot Bs \cdot C'}{P_T} \dots\dots(26)$$

Kecepatan pendingin tiap satuan luas *shell* adalah:

$$Gs = Ms/As \dots\dots(27)$$

dengan:

Gs = kecepatan pendingin, kg/s.m²

KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS

1. Koefisien Perpindahan Panas didalam *Tube*

Reaktor dirancang seperti alat penukar kalor (*heat exchanger*). Koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa dihitung dengan anggapan pipa kosong kemudian dikoreksi dengan faktor *Colburn* (hw/h).

$$hi = \frac{K_G}{ID} \cdot (5 + 0,025 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,8}) \dots\dots(28)$$



$$h_i = \left(\frac{hw}{h} \right) \cdot \frac{K_G}{ID} \cdot (5 + 0,025 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,8}) \quad \dots\dots(29)$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD} \quad \dots\dots(30)$$

(persamaan berlaku untuk $D_p/ID < 0,35$)

dengan:

h_i = koef. perp. panas dalam *tube*, kcal/j.m².K

K_G = konduktivitas panas gas, kcal/j.m.K.

D_p = diameter katalis, m

ID = diameter dalam *tube*, m

Re = bilangan Reynold

Pr = bilangan Prandtl

2. Koefisien Perpindahan Panas diluar *Tube*

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

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{De} \cdot \left(\frac{De \cdot G_s}{\mu_p} \right)^{0,55} \cdot \left(\frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{K_p} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern,1950}) \quad \dots\dots(31)$$

dengan:

De = diameter ekivalen pipa, m

G_s = kecepatan aliran pendingin di dalam *shell*, kg/m².j

h_o = koefisien transfer panas diluar *tube*, kcal/j.m².K.

K_p = konduktivitas panas pendingin, kcal/j.m.K.

μ_p = viskositas pendingin, kg/j.m

3. R_d (Dirt Factor) dari Kern, hal. 845)

untuk uap organik $R_d=0.0005$

untuk cairan organik $R_d=0.001$

R_d total = $0.0005 + 0.001$



$$=0,0015 \text{ ft.j.F/Btu}$$

$$=0,00307 \text{ j cm}^2\text{K/cal}$$

4. Koefisien Perp. Panas *Overall Clean and Design*

Harga koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots(32)$$

dan harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus:

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} \quad (\text{Kern,1950})\dots\dots(33)$$

dengan:

h_{io} = koefisien perpindahan panas antara luar dan dalam *tube*,
kcal/j.m².K.

h_o = koefisien perpindahan panas luar *tube*, kcal/j.m².K.

R_d = *fouling factor*, j.m².K/kcal

Dari perhitungan di atas diperoleh persamaan - persamaan sebagai berikut:

$$1. \frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$2. \frac{dT}{dz} = \frac{F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s)}{\sum (F_i \cdot C_{pi})}$$

$$3. \frac{dT_s}{\Delta z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T_s - T)}{m \cdot C_p}$$

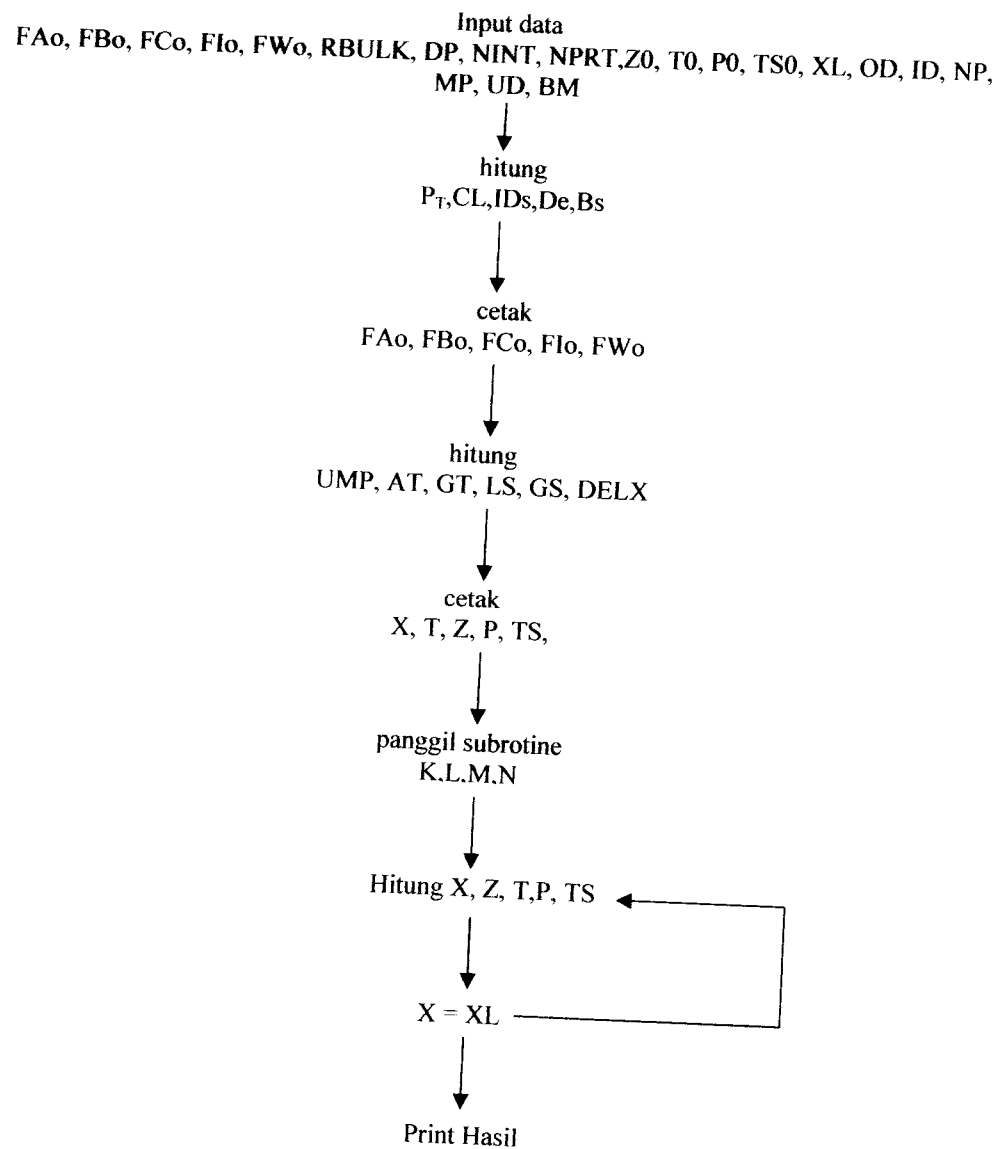
$$4. \frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \epsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1,75G \right]$$



Persamaan ordiner orde satu simultan 4 baris dapat diselesaikan dengan metode Runge – Kutta untuk mendapatkan distribusi nilai X_A , T , T_s dan P sepanjang z (panjang reaktor)

ALGORITMA PERHITUNGAN

PERHITUNGAN TINGGI TUMPUKAN KATALISATOR





Program Perancangan Reaktor Fixed Bed Multitubular

Kondisi awal masuk reaktor:

Suhu masuk : 235 °C

Tekanan masuk : 2,7 atm

Kecepatan methanol masuk reaktor : 1767,0753 kg/jam

Kecepatan Anilin masuk reaktor : 911,9807 kg/jam

Kecepatan air masuk masuk : 1,8893 kg/jam

Kecepatan pendingin masuk : 31500 kg/jam

Suhu pendingin masuk : 185 °C

Interval umpan : .1 m

Z meter	X	T gas °C	T pend. °C	P atm °C
-	-	235	185	2,70000
0,25	0,315	244,124	244,538	2,69798
0,50	0,472	249,124	249,124	2,69599
0,75	0,563	251,736	251,736	2,69428
1,00	0,656	252,492	252,492	2,69218
1,25	0,725	253,223	253,223	2,69006
1,50	0,771	254,726	254,726	2,68784
1,75	0,812	255,658	255,658	2,68586
2,00	0,849	256,425	256,425	2,68373
2,25	0,868	257,618	257,618	2,68146
2,50	0,882	259,237	259,237	2,67932
2,75	0,913	261,164	261,164	2,67717
3,00	0,928	262,728	262,728	2,6509
3,25	0,937	264,574	264,574	2,67223
3,27	0,94	264,821	264,385	2,67192

Kecepatan bahan keluar reaktor:

Kecepatan methanol keluar reaktor : 340,3466 kg/jam

Kecepatan Anilin keluar reaktor : 105,6579 kg/jam

Kecepatan Air keluar reaktor: 323,2796 kg/jam

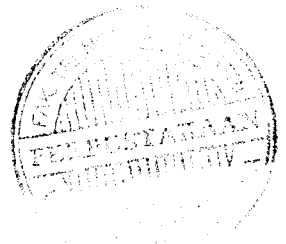


Kondisi suhu gas masuk	: 235 C
Kondisi suhu gas keluar	: 264,821 C
Suhu pendingin masuk	: 185 C
Suhu pendingin keluar	: 252,385 C
Tekanan masuk	: 2,7 atm
Tekanan keluar	: 2,67192 atm
Tebal Bed katalisator	: 3,269997 meter
Pressure Drop Tube	: $2,901077 \cdot 10^{-2}$ atm = 0,4264584 psia

UKURAN-BAGIAN-BAGIAN REAKTOR

1. Spesifikasi Tube

Normal Pipe Size (NPS)	: 1 ½
Schedule Number	: 40
Outside Diameter (OD)	: 1,66 in
Inside Diameter (ID)	: 1,38 in
Flow area per pipe	: 1,50 in ²
Susunan pipa	: 2,075 in / Triangular Pitch
Clearance (C')	: 0,415 in = 0,010541 m
Inside Diameter Shell (IDS)	: 58,72051 in
Baffle Spacing (B)	: 8,802629 in
Jumlah Baffle	: 15
Diameter katalisator	: 0,1788976 in
Surface / linft	: 0,435 ft ² /ft
Jumlah pipa	: 187
Panjang pipa	: 5,340027 m





Pressure Drop Tube : $2,901077 \cdot 10^{-2}$ atm = 0,4264584
psia
Jenis pipa : stainless steel SA-213
(Brownel & Young)

Appendix D)

2. Spesifikasi Shell

a. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan stainless steel SA-167 grade 3 tipe 304

(1) Tekanan design (P) : 59,535 psia

Diambil 1,5 x tekanan operasi : $1,5 \times 2,7$ atm : 4,05 atm

Jadi P : $4,05$ atm x 14,7 : 59,535 psia

(2) Allowable working stress (S) : 15,100 psia

(3) Efisiensi sambungan (e) : 0,85 dengan sambungan double butt
joint

(4) Factor korosi (C') : 0,125

(5) Jari-jari tangki (r) : 26,05898 in (Appendix D. Brownell &
Young)

(6) Tebal shell

$$T_{\text{shell}} = \frac{P r_i}{S e - 0.6P} + C \quad (\text{Eq 13.1 Brownel \& Young})$$

$$T_{\text{shell}} = \frac{59.535 \times 26.0589}{(15.100 \times 0.85) + 0.6 \times 59.535} + 0.125$$
$$= 0,2462 \text{ in}$$



dipakai tebal shell = $\frac{1}{4}$ in

dari perhitungan didapat $Dis = 58,72051 \text{ in} = 1,491500954 \text{ meter}$

Dos, diameter luar shell = $Dis + 2$ (tebal shell)

$$= 58,72051 \text{ in} + 2 (1/4)$$

$$= 59,22051 \text{ in}$$

Tinggi shell = Tinggi pipa = 3,269997 meter

3. Spesifikasi head reactor

- Bentuk Head : Elliptical (cocok untuk tangki bertekanan dibawah

10 atm.)

- Bahan Konstruksi : Materials Stainless Steel SA – 167 grade 3

tipe 304 (Appendix D. Brownell & Young)

Diameter dalam head (DI) = Diameter dalam shell = 58,72051 in

$$T \text{ Head} = \frac{P \cdot dV}{2SE - 0.2S} + C$$

Dimana : P = tekanan design (psi)

T = jari- jari dalam shell (inchi)

E = efisiensi sambungan

S = allowable working stress (psi)

T head = tebal head

$$V = 1/6 + (2 + k^2)$$

$$= 1/6 + (2 + 2^2)$$



$$= 1/6 .6$$

$$= 1$$

K untuk ellipticalm dishead

$$K = a/b$$

$$a = 2b$$

(Brown & Young , 7.56/57)

$$T \text{ head} = \frac{P d V}{2 S E - 0.2 P} + C$$

$$= \frac{59.535 \times 58.72051}{2 \times 15100 \times 0.85 - 0.2 \times 59.535} + 0.125$$

$$= 0,261250405 \text{ in} = 6,635760287 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Jadi tebal Head reactor = 0,261250405 in, sedangkan dipakai tebal head standar

$$1/4 \text{ in.} = 0,25$$

(Table 5.11. Brownell &

Young)

$$\text{Diameter luar head} = d_i + 2.t \text{ head}$$

$$= 58,72051 + 2.6,635760287 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$= 58,73378152 \text{ in} = 1,491838051 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Head} = IDS/4$$

$$= 58,72051/4$$

$$= 14,6801275 \text{ in} = 0,3728752385 \text{ m}$$

4 . Spesifikasi Nozzle

- Nozzle untuk pipa umpan

Dari perhitungan program diperoleh BM campuran gas umpan =

$$56,39266$$



Diameter maximum pipa berdasarkan persamaan Peter, hal. 525 adalah

a. Pemasukan pipa umpan reaktor

- Kecepatan umpan = $2681,042149 \text{ kg/j} \times 2,2 \text{ lb/kg}$
 $= 5898,292728 \text{ lb/j}$

- Densitas umpan

$$\rho_v = \frac{P \text{ BM}}{R T} = \frac{2,7 \text{ atm} \times 56,39266 \text{ kg/kmol}}{82,057 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \text{ atm/kmol K} \cdot 508 \text{ K}}$$
$$= 3,652641063 \text{ kg/m}^2$$
$$= 0,2275800058 \text{ lb/ft}^2$$

Untuk jenis aliran turbulen

$$D_i = 2,2 (G/1000)^{0,45} + (\rho)^{-0,3}$$
$$= 2,2 \times (5898,292728/1000)^{0,45} + (0,2275800058)^{-0,3}$$
$$= 6,448380988$$
$$= 7 \text{ in}$$

b. Pemasukan pipa keluar reactor

- Kecepatan Hasil = $5898,292728 \text{ lb/jam}$
- Densitas hasil (ρ_v)

$$\rho_v = \frac{P \text{ BM}}{R T} = \frac{2,67192 \times 56,39266}{82,059 \cdot 10^{-2} \times (264,821 + 273) \text{ C}}$$
$$= 3,414228947 \text{ lb/m}^2$$
$$= 0,2125200352 \text{ lb/ft}^3$$



$$\begin{aligned} D_i &= 2,2 (G/1000)^{0,45} + (\rho)^{-0,3} \\ &= 2,2 \times (5898,292728 / 1000)^{0,45} + (0,2125200352)^{-0,3} \\ &= 6,480734476 \text{ in} \\ &= 7 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Pipa pemasukan dan pengeluaran Dowtherm

- Kecepatan Dowtherm = 31500kg/jam = 69719,99999 lb/ft² jam
- Densitas Dowtherm = 0,2525 g/cm³ = 0,0486 lb/ft³

$$\begin{aligned} D_i &= 2,2 (G/1000)^{0,45} + (\rho)^{-0,3} \\ &= 2,2 \times (69719,99999/1000)^{0,45} + (0,0486)^{-0,3} \\ &= 17,33455542 \text{ in} \\ &= 17 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{tinggi shell} + 2.(\text{tinggi head}) \\ &= 3,27 + 2 \times (0,3728752385) \\ &= 4,015747477 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Luas Reaktor

a. Luas Shell

Bagian dalam:

$$\begin{aligned} A_{shi} &= \pi \cdot ID_s \cdot L_s \\ &= \pi \cdot (1,491500954) \cdot (3,269997) \\ &= 15,31441945 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Bagian luar:

$$\begin{aligned} A_{sho} &= \pi \cdot OD_s \cdot L_s \\ &= 15,44284 \text{ m}^2 \end{aligned}$$



b. Luas Head

Bagian Dalam

$$A_{hd} = 4,260951138 \text{ m}^2$$

Bagian luar:

$$\begin{aligned} A_{hd} &= \pi \cdot (2a + 2th) \cdot icr + \pi/4 \cdot (2a + 2th)^2 \\ &= 4,332714 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

c Luas Reaktor

Bagian Dalam

$$\begin{aligned} A_{sh} + A_{hd} &= 15,31441945 + 4,260951138 \\ &= 19,57537059 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Bagian luar:

$$A_{sh} + A_{hd} = 19,77556 \text{ m}^2$$

7. Volume Reaktor

a. Volume Head

$$\begin{aligned} V_h &= 0.000049 \times d_i^3 \text{ (Brownell and Young, 1959)} \\ &= 0.000049 \cdot (58,72051 \text{ in})^3 \\ &= 9,92123043 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

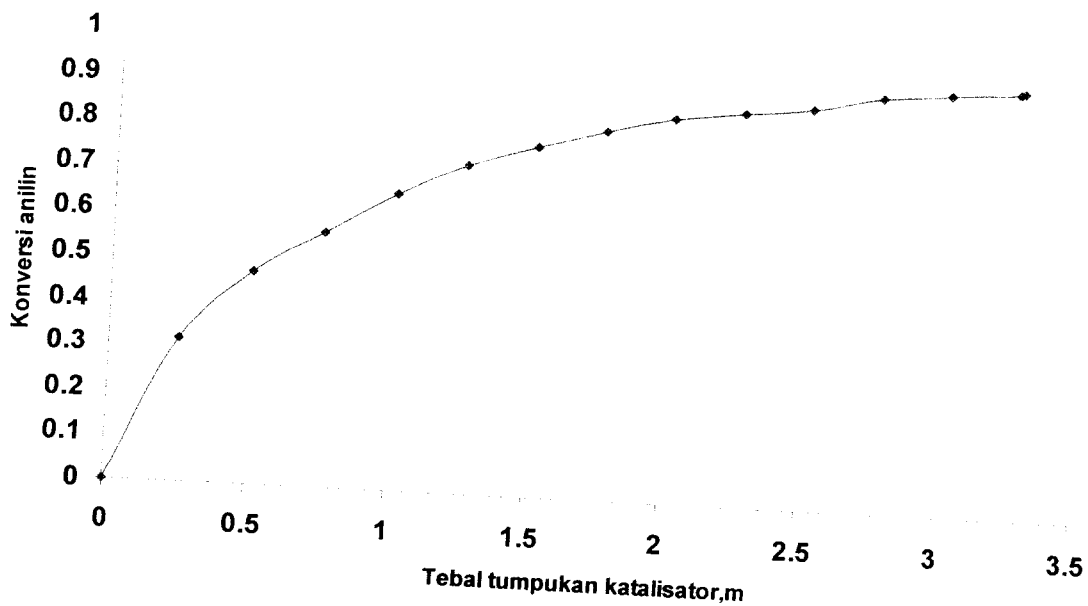
b. Volume Shell

$$\begin{aligned} V_s &= 3.14/4 \cdot (IDS)^2 \cdot Z \\ &= 348467,327 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

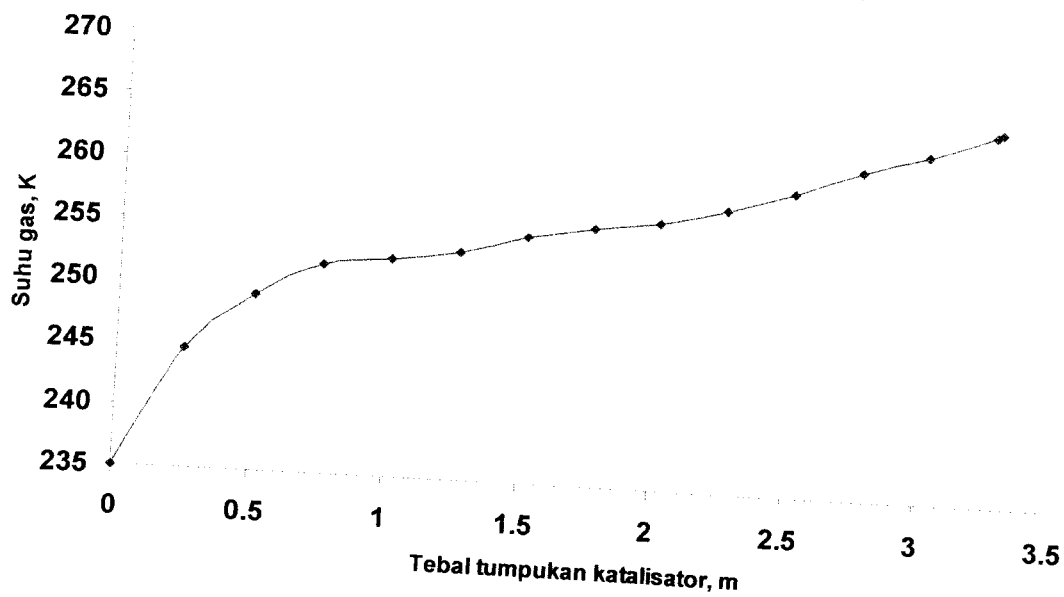
Volume Reaktor

$$\begin{aligned} V_R &= V_s + 2 \cdot V_h \\ &= 348467,646 + 2 \cdot 9,92123043 \\ &= 5,710681542 \text{ m}^3 \\ &= 348487,169 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

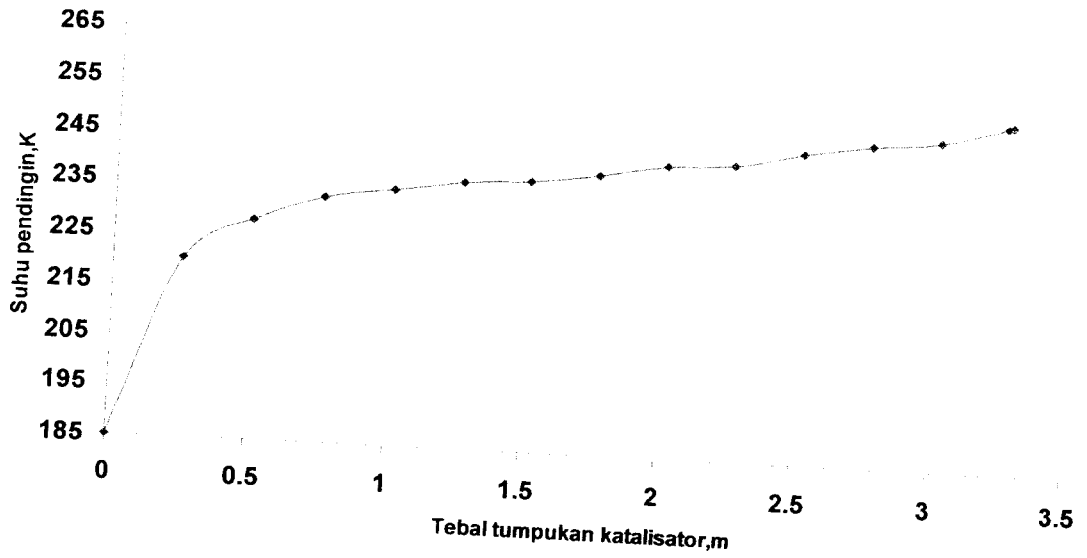
Grafik hubungan konversi Anilin vs tebal katalisator



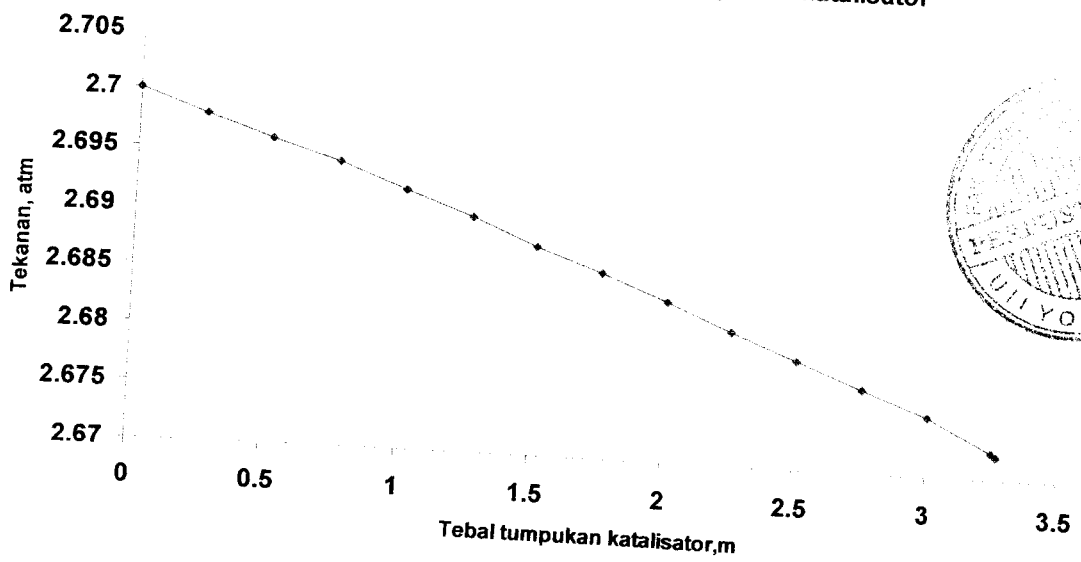
Grafik hubungan suhu gas vs tebal katalisator

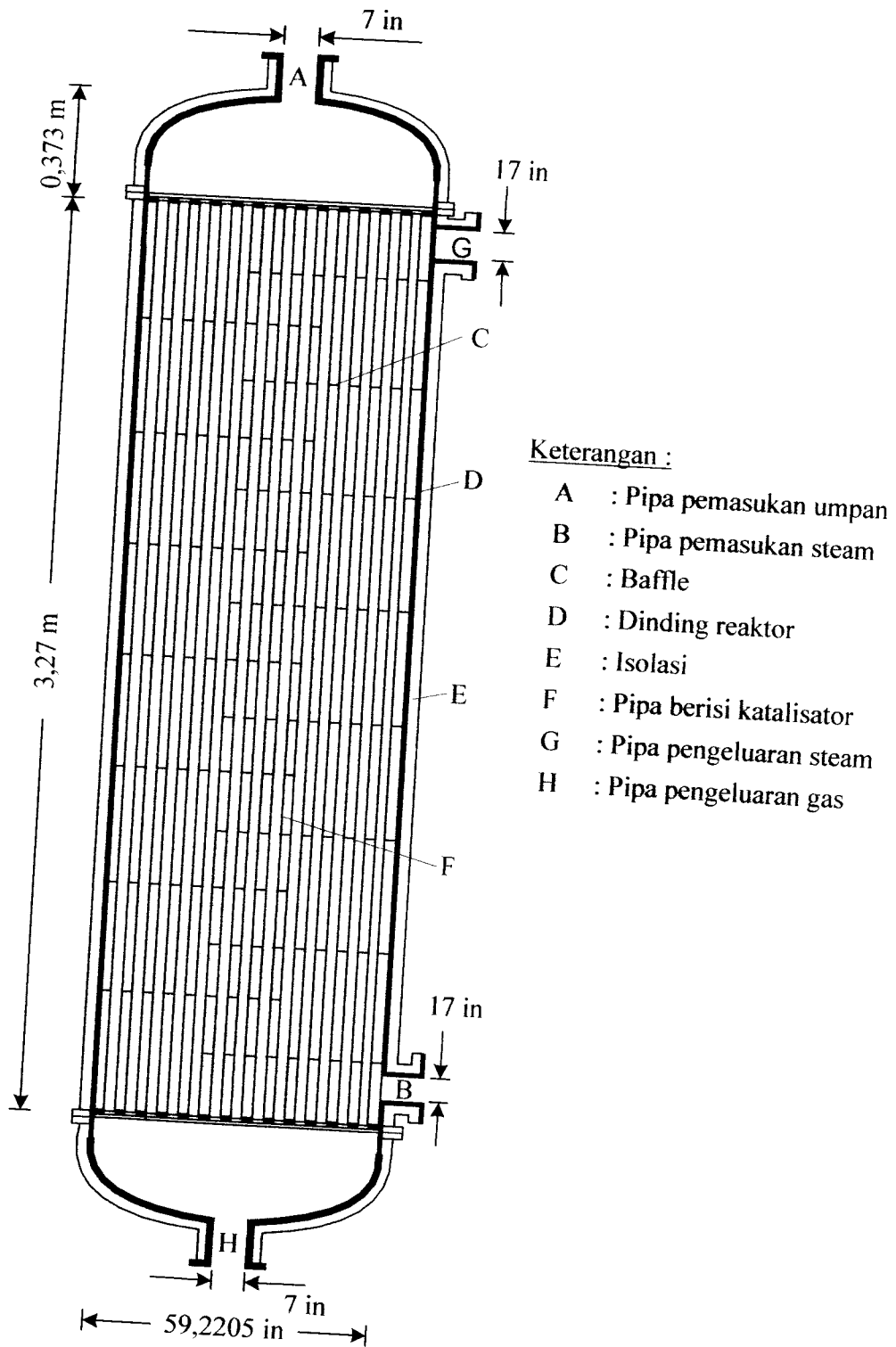


Grafik hubungan suhu pendingin vs tebal tumpukan katalisator

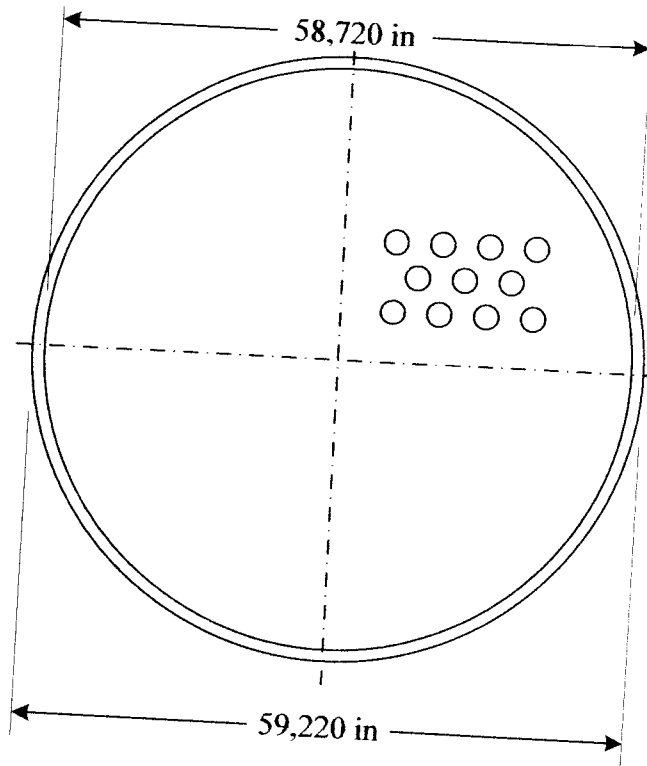


Grafik hubungan tekanan (P) vs tebal tumpukan katalisator

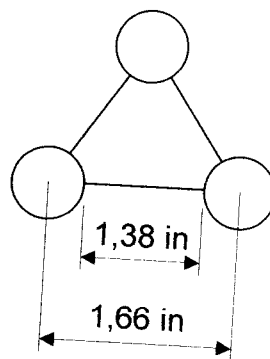




Gambar Penampang Membujur Reaktor



Gambar Penampang Melintang Reaktor



Gambar Susunan Pipa Triangular Pitch

Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor

Luas permukaan dinding dalam

- * Dinding shell
- * Dinding head
- * Luas total

$$A_{si} = \phi \cdot D \cdot L_s = 15.31442 \text{ m}^2$$

$$A_{hi} = 2(1.22 \phi/4 D^2) = 4.260951 \text{ m}^2$$

$$A_i = A_{si} + A_{hi} = 19.57537 \text{ m}^2$$

Luas permukaan dinding luar

- * Dinding shell
- * Dinding head
- * Luas total

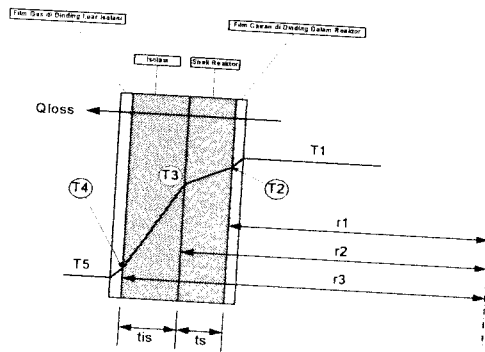
$$A_{so} = \phi \cdot (D + 2t_s) \cdot L_s = 15.44482 \text{ m}^2$$

$$A_{ho} = 2(1.22 \phi/4 (D + 2t_h)^2) = 4.333823 \text{ m}^2$$

$$A_o = A_{so} + A_{ho} = 19.77864 \text{ m}^2$$

E. Perancangan Tebal Isolasi

Isolasi diperlukan agar suhu dinding reaktor tidak terlalu tinggi demi keamanan dan kenyamanan kerja operator.



Keterangan gambar :

- T1 = Suhu cairan dalam reaktor
- T2 = Suhu dinding dalam reaktor
- T3 = Suhu dinding luar reaktor
- T4 = Suhu dinding luar isolasi
- T5 = Suhu dinding dalam isolasi
- tis = Tebal isolasi
- ts = Tebal dinding reaktor
- r1 = Jari-jari dalam reaktor
- r2 = Jari-jari luar reaktor = r1 + ts
- r3 = Jari-jari luar isolasi = r2 + tis

Dirancang :	$T_4 (T_w) \leq$	40 oC	=	104 oF	=	564
Diketahui :	$T_1 =$	207 oC	=	404.6 oF	=	864.6
	$T_5 = T_u =$	30 oC	=	86 oF	=	546
	$D =$	1.491501 m	=	4.893376 ft		
	$L_s =$	3.269997 m	=	10.72834 ft		
	$r_1 =$	0.74575 m	=	2.446688 ft		
	$t_s =$	0.00635 m	=	0.020833 ft		
	$t_h =$	0.00635 m	=	0.020833 ft		
	$r_2 =$	0.7521 m	=	2.467521 ft		

Tahap-tahap perpindahan panas dari cairan dalam reaktor ke lingkungan sekitar :

1. Konveksi dari cairan ke dinding dalam reaktor

$$Q_1 = h_{c1} A_i (T_1 - T_2)$$

Dengan : h_{c1} = Koefisien perpindahan panas konveksi dari cairan ke dinding dalam reaktor, Btu/jam.ft².R

A_i = Luas permukaan dinding dalam reaktor, ft²

Asumsi : $h_{c1} \gg$ sehingga $T_1 \sim T_2$

2. Konduksi dari dinding dalam reaktor ke dinding luar reaktor

Q_2 = konduksi lewat shell + konduksi lewat head

$$Q_2 = \frac{2\pi L_s k_s (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} + \frac{2A_m k_s (T_2 - T_3)}{(r_2 - r_1)}$$

(/ r₁)

Dengan : ks = Konduktifitas bahan reaktor (baja), Btu/jam.ft².(R/ft)
Ls = Tinggi shell, ft
Ahi = Luas permukaan dalam head reaktor, ft²

3. Konduksi melalui dinding isolasi

Q₃ = konduksi lewat shell + konduksi lewat head

$$Q_3 = \frac{2\pi L_s k_{is} (T_3 - T_4)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} + \frac{2A_{ho} k_{is} (T_3 - T_4)}{(r_3 - r_2)}$$

Ls = Tinggi shell, ft

Aho = Luas permukaan luar head reaktor, ft²

4. Konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar

$$Q_4 = (h_{c2} + h_r) A_{ois} (T_4 - T_5)$$

Dengan : hc2 = Koefisien perpindahan panas konveksi dari dinding luar isolasi ke sekitar, Btu/jam.ft².(R/ft)
hr = Koefisien perpindahan panas radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar, Btu/jam.ft².(R/ft)
Aois = Luas permukaan dinding luar isolasi, ft²

Asumsi : Tidak ada akumulasi panas (steady state)
Sehingga, Qloss = Q1 = Q2 = Q3 = Q4

Dipilih isolasi dengan spesifikasi sebagai berikut :

- * Bahan = Asbes
- * Konduktifitas, kis = 0.114 Btu/jam.ft².(R/ft)
- * Emisifitas, eis = 0.9375 (kisaran e untuk asbes = 0.93 - 0.95)

Sifat fisis dinding reaktor :

* Konduktifitas, ks = 26 Btu/jam.ft².(R/ft)

Algoritma Perhitungan :

1. Trial tebal isolasi tis = 1.8125 in = 0.151042 ft

2. Jari-jari luar isolasi r3 = r2 + tis = 2.618563 ft

3. Perhitungan luas permukaan luar isolasi

* Dinding shell Asis = phi.(D + 2ts + 2tis).Ls = 372.9852 ft²

* Dinding head Ahois = 2(1.22 phi/4 (D + 2th + 2tis)^2) = 52.53461 ft²

* Luas total Aois = Asis + Ahois = 425.5198 ft²

4. Trial suhu permukaan luar isolasi

T4 = Tw = 40.99756 oC = 105.7956 oF = 565.7956

5. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding isolasi ke sekitar

Koefisien perpindahan panas konveksi bebas

$$h_c = 0.3 \Delta T^{0.25}$$

Dengan : ΔT = Tw - Tu = 19.7956 R

Diperoleh : hc2 = hc = 0.632796 Btu/jam.ft².(R/ft)

Koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = \sigma \varepsilon \frac{(T_w^4 - T_u^4)}{(T_w - T_u)}$$

$$(T_w - T_u)$$

Diperoleh : $hr = 1.114808 \text{ Btu/jam.ft}^2.R$

6. Perhitungan panas hilang setelah diisolasi (persamaan 4)
 $Q_{\text{loss}} = 14720.8 \text{ Btu/jam} = 3709.582 \text{ kkal/jam}$

7. Perhitungan suhu dinding luar reaktor

Persamaan 2 diatur kembali sehingga diperoleh persamaan berikut :

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2}{\left(\frac{2\pi L_s k_s}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} + \frac{2A_{hi} k_s}{(r_2 - r_1)} \right)} \right)$$

Kemudian dengan menganggap $Q_2 = Q_{\text{loss}}$ dan $T_2 = T_1$ maka diperoleh :

$$T_3 = 864.5542 \text{ R}$$

8. Perhitungan suhu dinding luar isolasi

Persamaan 3 diatur kembali sehingga diperoleh persamaan berikut :

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3}{\left(\frac{2\pi L_s k_{is}}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} + \frac{2A_{ho} k_{is}}{(r_3 - r_2)} \right)} \right)$$

Kemudian dengan menganggap $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ maka diperoleh :

$$T_4 \text{ hitung} = 467.7562 \text{ R} = 75.3546 \text{ oF} = 40.2365$$

Toleransi :

$$\text{Abs}(T_4 \text{ trial} - T_4 \text{ hitung}) = 0.761058 \text{ oC}$$

Karena $T_4 \text{ hitung} \sim T_4 \text{ trial}$ dan $T_4 \leq 50 \text{ oC}$ maka perhitungan sudah benar.