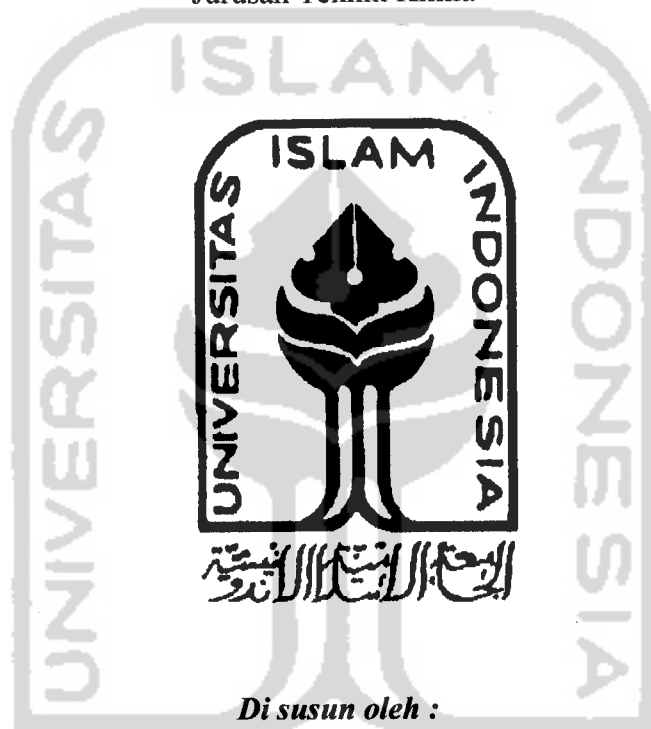


**PRA RANCANGAN PABRIK NITROBENZENE  
DENGAN PROSES KONTINYU  
KAPASITAS 125.000 TON / TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Jurusan Teknik Kimia



*Di susun oleh :*

Nama : **Noor Iwandy**  
No. Mhs : 97521014  
NIRM : 970051013205120012

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

**2007**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA-RANCANGAN PABRIK NITROBENZENE  
DENGAN PROSES KONTINYU  
KAPASITAS 125.000 TON / TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Disusun Oleh :**

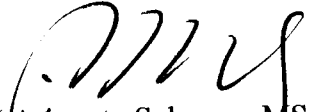
Nama : Noor Iwandy  
No. Mhs : 97521014  
NIRM : 970051013205120012

Telah disetujui dan disyahkan oleh dosen Pembimbing pada :

Hari/ Tanggal : \_\_\_\_\_

Yogyakarta, Juni 2007

Pembimbing I

  
(Asmanto Subagyo, MSc)

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### PRA-RANCANGAN PABRIK NITROBENZENE DENGAN PROSES KONTINYU KAPASITAS 125.000 TON / TAHUN

Disusun Oleh:

Nama : Noor Iwandy  
No. Mhs : 97521014  
NIRM : 970051013205120012

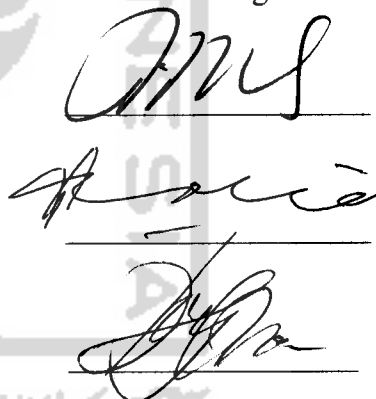
Telah dipertahankan di depan Sidang Penguji sebagai salah satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Yogyakarta, Juni 2007

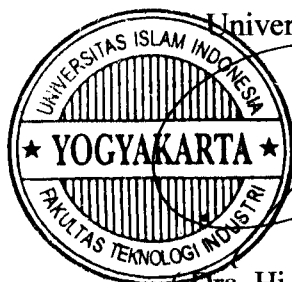
Tim Penguji :

Tanda Tangan

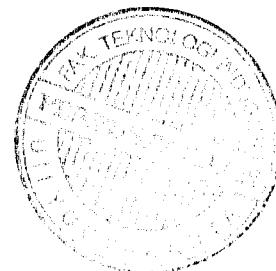
1. Asmanto Subagyo, MSc  
Ketua
2. Ir. H. Malik Kholiq, MM  
Anggota I
3. Dalyono Mughni, Ir., MSI. C. Tek. ATI  
Anggota II



Mengetahui  
Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia  
Yogyakarta



( Dra. Hj. Kamariah Anwar, Ms )



## PERSEMBAHAN

Tugas Akhir ini Kupersembahkan kepada :

*Kedua Orang Tuaku, Ayahanda H. Syarwani Adenan dan Ibu Hj. Asniwati*

“...Bersyukurlah kamu kepada-Ku dan kepada kedua orang  
tuamu...”

Al Qur'an Luqman 14

*Adikku Ir.Rudi Aswan dan Deni Ramadhan*

*Almamater yang telah ikut membesarkanku*



## MOTTO

“Orang-orang yang mengingat Allah dalam keadaan berdiri, duduk, berbaring dan memikirkan tentang penciptaan langit dan bumi (seraya berkata), Ya Tuhan kami, tidaklah Engkau ciptakan ini dengan sia-sia, Maha Suci Engkau, maka hindarkanlah kami dari siksa neraka”

Al-Quran Ali Imran 191

“Sungguh Allah dan malaikatnya bershalawat atas Nabi, Hai orang-orang yang beriman, bersholawatlah untuknya,berilah salam kepadanya se hormat-hormatnya salam”.

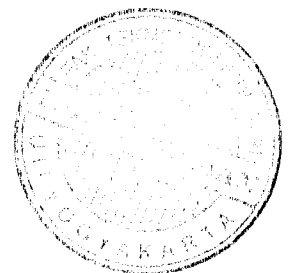
Al-Quran Al Ahzab 56

“Allah mengetahui bahwa sesungguhnya tidak ada tuhan selain dari pada-Nya dan malaikat-malaikat mengakui orang-orang berilmu yang tegak dengan keadilan”.

Al-Quran Ali imran 18

Maka kuberitahukan kepadamu  
Bahwa sesungguhnya ilmu itu adalah cahaya  
Dan cahaya Allah tidak akan diberikan kepada orang yang bermaksiat  
(Imam Syafii)

Yang membuatku berharga adalah karena aku berpotensi untuk menjadi orang yang sangat berbahagia dan pandai, penuh dengan ketenangan dan keceriaan, dicintai oleh pasanganku dan menjadi rahmat bagi semua orang yang berhubungan dengan ku.



## KATA PENGANTAR

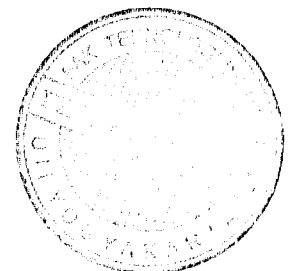
*Assalamu'alaikum Wr. Wb*

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT, yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga penulisan Laporan Tugas Akhir dengan judul **“PRARANCANGAN PABRIK NITROBENZENE DENGAN PROSES KONTINYU KAPASITAS 125.000 TON / TAHUN”** dapat terselesaikan.

Penyusunan Laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Kami menyadari tanpa dukungan dan bantuan dari berbagai pihak maka penulisan ini tidak dapat terealisasi dengan baik. Berdasarkan hal tersebut, saya ucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Ayahanda, Ibunda, Kakak dan Adik penyusun yang telah memberikan dukungan moril dan materil serta do'a.
2. Dra. Hj. Kamariah Anwar, Ms selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
3. Asmanto Subagyo, MSc selaku dosen pembimbing yang banyak memberikan arahan dan petunjuk kepada penyusun.
4. Sahabat-sahabatku, Dodi, Dedek, Omo, Eko, Endink, dan teman-teman asrama Pangeran Antasari atas kebersamaannya selama ini.
5. Seluruh pihak yang tidak dapat penyusun sebut satu persatu, bukan berarti tidak berperan dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.



Kami menyadari bahwa penulisan laporan ini masih jauh dari kesempurnaan, oleh karena itu, saran dan kritikan yang positif untuk perbaikan laporan ini sangat saya harapkan dari semua pihak. Semoga laporan ini bermanfaat bagi saya khususnya dan pembaca pada umumnya, Amien.

*Ikhirul kalam*

*Wassalammu'alaiikum Wr. Wb.*

Yogyakarta, Juni 2007

Noor Iwandy



# DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

HALAMAN PERSEMBAHAN

HALAMAN MOTTO

KATA PENGANTAR

DAFTAR ISI

DAFTAR GAMBAR

DAFTAR TABEL

INTISARI

## BAB I. PENDAHULUAN

1.1.	Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2.	Kapasitas Rancangan.....	4
1.3.	Tinjauan Pustaka.....	5
1.3.1	Pemilihan Proses.....	5
1.3.2	Penggunaan Produk .....	8
1.3.3	Tinjauan Pustaka Secara Umum.....	9

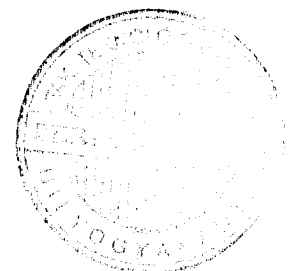
## BAB II. URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN

2.1.	Uraian Proses.....	i1
2.1.1	Dasar Reaksi.....	11
2.1.2	Tinjauan Thermodinamika.....	11
2.1.3	Tinjauan Kinetika.....	12
2.1.4	Langkah Proses.....	13
2.2.	Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	16
2.2.1	Bahan Baku.....	16
2.2.2	Bahan Pendukung.....	17
2.1.3	Hasil Produksi.....	19



### BAB III. METODE PERANCANGAN

3.1.	Neraca Massa.....	20
3.1.1	Neraca massa Overall .....	20
3.1.1	Neraca Massa per Alat .....	21
3.2.	Neraca Panas.....	25
3.3.	Spesifikasi Alat.....	34
3.3.1	Reaktor 01 .....	34
3.3.2	Reaktor 02 .....	35
3.3.3	Reaktor 03 .....	36
3.3.4	Reaktor 04 .....	37
3.3.5	Netralizer .....	38
3.3.6	Dekanter 01.....	39
3.3.7	Dekanter 02 .....	39
3.3.8	Menara Destilasi .....	40
3.3.9	Mixer .....	41
3.3.10	Heater 01 .....	42
3.3.11	Heater 02 .....	43
3.3.12	Cooler 01 .....	44
3.3.13	Cooler 02 .....	45
3.3.14	Cooler 03 .....	46
3.3.15	Cooler 04 .....	47
3.3.16	Condensor .....	48
3.3.17	Accumulator .....	49
3.3.18	Reboiler .....	50
3.3.19	Tangki 01.....	50
3.3.20	Tangki 02.....	51
3.3.21	Tangki 03.....	52
3.3.22	Tangki 04 .....	52
3.3.23	Tangki 05.....	53
3.3.24	Tangki 06 .....	53



3.3.25	Pompa 01 .....	54
3.3.26	Pompa 02 .....	55
3.3.27	Pompa 03 .....	56
3.3.28	Pompa 04 .....	56
3.3.29	Pompa 05.....	57
3.3.30	Pompa 06 .....	58
3.3.31	Pompa 07 .....	59
3.3.32	Pompa 08 .....	60
3.3.33	Pompa 09 .....	60
3.3.34	Pompa 10 .....	61
3.3.35	Pompa 11.....	62
3.3.36	Pompa 12 .....	63
3.3.37	Pompa 13 .....	64
3.3.38	Pompa 14 .....	64
3.3.39	Pompa 15 .....	65
3.3.40	Pompa 16 .....	66
3.3.41	Pompa 17 .....	67
3.3.42	Pompa 18 .....	68
3.3.43	Pompa 19 .....	68
3.3.44	Pompa 20.....	69
3.4	Utilitas.....	70
3.4.1	Pengolahan Air .....	70
3.4.2	Pengadaan Steam .....	83
3.4.3	Penyediaan Bahan Bakar .....	90
3.4.4	Penyediaan Listrik .....	90
3.5	Organisasi Perusahaan.....	91
3.5.1	Bentuk Perusahaan .....	91
3.5.2	Struktur Organisasi .....	92
3.5.3	Tugas dan Wewenang .....	95
3.5.4	Pembagian Kerja Karyawan .....	101
3.5.5	Status Karyawan dan Sistem Upah .....	103

3.5.6	Kesejahteraan Karyawan .....	106
3.6	Tata Letak Pabrik.....	107
3.6.1	Pemilihan Lokasi Pabrik .....	107
3.6.2	Tata Letak Pabrik Dan peralatan .....	109
3.7	Evaluasi Ekonomi.....	114
3.7.1	Penaksiran Harga Alat .....	114
3.7.2	Perhitungan Biaya .....	115
3.7.3	Analisa Keuntungan dan Kekayaan .....	118
3.7.4	Hasil Hitungan .....	120

BAB IV.KESIMPULAN  
 DAFTAR PUSTAKA  
 LAMPIRAN



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1	Industri Penggunaan Nitro benzene .....	8
Gambar 2.1	Diagram Alir Kualitatif .....	32
Gambar 2.2	Diagram Alir Kuantitatif .....	33
Gambar 3.1	Diagram Alir Pengolahan Air .....	72
Gambar 3.2	Struktur Organisasi .....	94
Gambar 3.3	Tata letak Pabrik .....	112
Gambar 3.4	Tata Letak Alat Proses .....	113
Gambar 3.5	Grafik BEP dan SDP.....	124

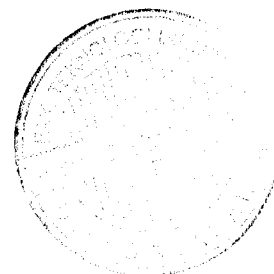


## ABSTRACT

*Pre-construction of Nitrobenzene factory has been planned to establish since 2006 on Cilacap of Central Java with capacities 125.000 Ton/year. There are three phases of the Nitrobenzene production processes which are from Benzene and Nitric acid, such as: the preparation of raw materials, the reaction phase and the purifying phase. The reactor that is used on the reaction phase is the Pipeline Reactor that has a stirring tank. It uses four Pipeline Reactors which are arranged drawly at temperature 55°C, 1atm of pressure and it is run exothermically.*

*Nitrobenzene is an important raw material that is used widely in fields, such as: industries of Pharmacy, Pesticide, Ester and Photography. To keep the smoothness of the processes is needed the utility means that support, such as: supplying water for refrigeration, supplying the steam and supplying the office necessity as much as 141.878 Kg/hour. The necessity of the electricity as much as 300 Kwatt and the fuel for generator as much as 5.501 liter/year.*

*The establishment and the operation of Nitrobenzene is needed a constant financial as much as 785.592.346.248 rupiahs and a work financial as much as 258.253.946.742,00 rupiahs. Nitrobenzene factory has ROI before the tax as much as 50,88 % and after the tax as much as 25,44%. The time to return the POT financial back before the tax is as long as 1,98 years and the POT after the tax is as long as 3,89 years. Whereas for BEP as much as 50,88 %, for SDP as much as 29,99 % and for DCFR as much as 26,64%. From the analysis of the economic advisability, it can be concluded that the Nitrobenzene factory is proper to be established.*



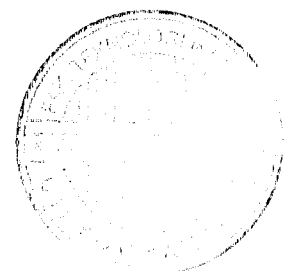
# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Pembangunan industri sebagai bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang diarahkan untuk menciptakan Struktur ekonomi yang lebih kokoh dan seimbang yaitu struktur ekonomi dengan titik berat industri maju yang didukung oleh pertanian yang tangguh. Indonesia dewasa ini tengah memasuki era globalisasi dalam segala bidang yang menuntut tangguhnya sektor industri dan bidang-bidang yang saling menunjang. Masalah globalisasi perdagangan yang ditandai dengan adanya GATT, NAFTA, AFTA dan APEC serta ISO 14001 tentang lingkungan telah merubah dunia akhir-akhir ini, bahkan pada tahun 2003 perdagangan bebas mulai berlaku. Hal ini tentunya memacu kita untuk lebih efisien dan melakukan terobosan-terobosan baru sehingga produk yang dihasilkan mempunyai pangsa pasar, daya saing, efektif dan efisien disamping harus ramah atau akrab terhadap lingkungan.

Pertumbuhan industri petro kimia di Indonesia patut dibanggakan. Tentu saja banyak alasan mengapa pemerintah begitu bersemangat untuk mengembangkan industri-industri tersebut. Bukan hanya karena jumlah bahan baku yang cukup melimpah di tanah air maupun wilayah pemasaran yang luas melainkan prospek dan kelanjutan industri petrokimia di Indonesia cukup cerah, akan mendorong tumbuhnya industri-industri baru.



Dewasa ini industri kimia di dalam negeri tumbuh dengan pesat. Hal ini artinya dengan berdirinya industri-industri petrokimia ini menimbulkan kondisi dimana industri tidak hanya dituntut untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Salah satu industri yang mempunyai kegunaan yang penting dan mempunyai prospek yang bagus adalah Aromatic Compound seperti Nitrobenzene yang merupakan industri hulu. Salah satu produk industri yang dibutuhkan saat ini Nitrobenzene dengan nama lain Essence of mirbane, Essence of myrbane, Nitrobenzol, Oil of mirbane, Oil of myrbane ( $C_6H_5NO_2$ ).

Nitrobenzene ( $C_6H_5NO_2$ ) yang sering dikenal dengan Nitrobenzol Mirban Oil adalah senyawa hasil nitrasi aromatic compound yaitu benzene dengan asam nitrasi baik Mixed Acid (asam nitrat dan asam sulfat) maupun asam nitrat saja. Senyawa ini mempunyai bentuk fisis berupa cairan berwarna kuning muda (pucat) dan mempunyai aroma buah almond, serta mempunyai sifat sangat beracun bila terhisap atau terkena kulit.

Produk benzene ini akan bertambah dengan didirikannya pusat aromatic (aromatic central) yang menghasilkan senyawa aromatik diantaranya benzene, toluen dan stylen. Dengan diproduksi nitrobenzene diharapkan bisa memenuhi kebutuhan nitrobenzene di Indonesia. Selama ini untuk memenuhi kebutuhan nitrobenzene dilakukan dengan mengimport dari Amerika Serikat, Jepang, Inggris, Malaysia dan Rusia.

Disamping itu dengan didirikannya pabrik nitrobenzene merupakan pabrik padat modal dan padat teknologi sehingga diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri serta memacu tumbuhnya industri-industri baru yang berhubungan

dengan nitrobenzene. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tersebut diatas maka pabrik ini layak didirikan di Indonesia. Keuntungan tersebut antara lain:

- Meningkatkan devisa negara.
- Memacu tumbuhnya industri baru terutama industri nitrobenzene

Berdasarkan data yang dikeluarkan oleh BPS (data tahun 1995-2002) menunjukkan import tiap tahun mengalami peningkatan rata-rata sebesar 20,81%.

Hal ini ditunjukkan dalam tabel 1 sebagai berikut :

Tabel 1. Perkembangan Import Nitrobenzene di Indonesia

Tahun	Jumlah (kg) Nitrobenzene	Kenaikan (%)
1995	10.125.500	
1996	11.105.635	9,67
1997	15.000.725	35,07
1998	17.750.540	18,33
1999	20.870.540	17,57
2000	25.629.210	22,80
2001	31.040.290	22,14
2002	37.593.800	20,08
	Rata-rata	20,81



## I.2 Kapasitas Rancangan

Dalam pemilihan kapasitas pabrik nitrobenzene ada beberapa pertimbangan-pertimbangan yaitu :

- Prediksi kebutuhan dalam negeri
- Ketersediaan bahan baku
- Kapasitas minimal

### 1. Prediksi kebutuhan dalam negeri

Dari data import nitrobenzene untuk kurun waktu 1995 –2002 diketahui bahwa kebutuhan nitrobenzene di Indonesia dari tahun-ketahun dengan kenaikan rata-rata 20,81% setiap tahunnya, sehingga diperkirakan konsumsi Indonesia pada tahun 2008 adalah 125.000 ton per tahun.

### 2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku benzene,  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  telah banyak diproduksi di Indonesia sehingga ketersediaannya sangat terjamin. Mengingat ketersediaan bahan baku yang memadai dan kebutuhan nitrobenzene yang besar maka sangat prospektif bila didirikan pabrik nitrobenzene.

### 3. Kapasitas minimal

Dari produksi tahunan yang ada di Amerika dapat diketahui bahwa secara ekonomis pabrik produksi minimal berkisar 75.000 ton per tahun (sumber : Kirk Othmer, Table 3 januari 1980, hal 921).

### 1.3 Tinjauan Pustaka

#### 1.3.1 Pemilihan proses

Nitrobenzene dapat dibuat dengan beberapa proses, dengan pengelompokan sebagai berikut:

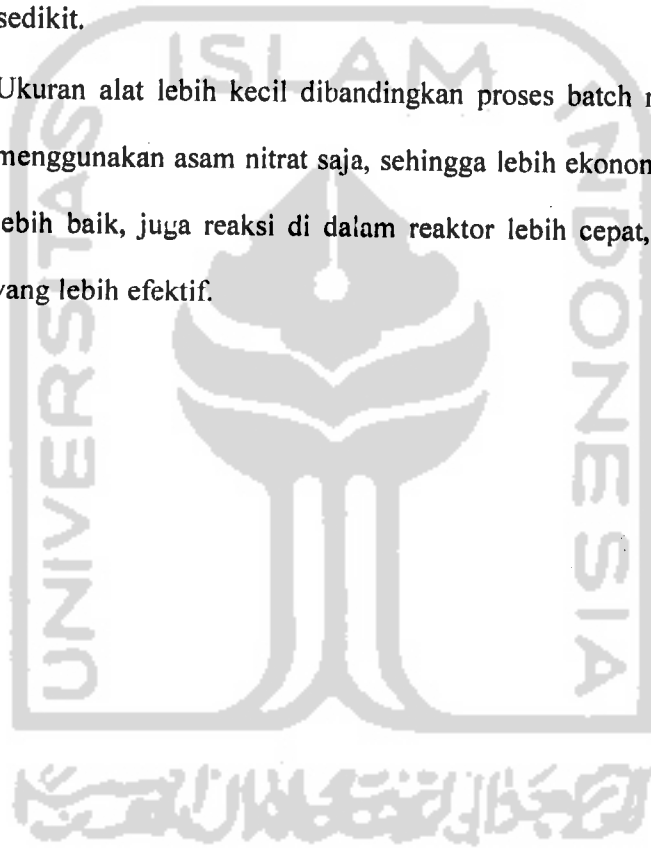
1. Nitration Benzene dengan asam campuran dengan proses kontinyu. Pada prinsipnya proses kontinyu sama dengan proses batch, sedangkan perbedaan yang ada adalah :
  - ❖ Versi untuk reaktor yang digunakan untuk proses kontinyu lebih kecil, 30 gallon nitrator kontinyu setara dengan 1500 gallon nitrator batch.
  - ❖ Konsentrasi  $\text{HNO}_3$  untuk penetrasi lebih rendah .Pada batch konsentrasi  $\text{HNO}_3$  32%-39%, sedangkan pada kontinyu 20%-26 %.
  - ❖ Kecepatan reaksi lebih tinggi. Hal ini karena dengan ukuran reaktor lebih kecil, sehingga pengadaan lebih efisien. Proses pembuatan nitrobenzene dengan asam campuran sebagai penetrasi secara kontinyu, selain mempunyai banyak kelebihan juga mempunyai kekurangan antara lain :
    - Penggunaan asam campuran sebagai nitrating agen dimana salah satu komponen dari penetrasi tersebut.
    - $\text{H}_2\text{SO}_4$  merupakan asam yang sangat korosif, sehingga mahal .
    - Perlu unit rekonsentrasi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dari dua poin tersebut maka dapat diperkirakan kapasitas biaya tinggi
2. Nitration benzene dengan asam campuran dengan proses batch. Dalam proses ini asam campuran yang digunakan terdiri 53% - 55%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , 32% - 39%  $\text{HNO}_3$  dan 8%  $\text{H}_2\text{O}$ . Perbandingan mixed Acid terhadap benzene 2,5:1

Temperatur reaksi 50 – 55 °C. Produk keluar dari nitrator dipisahkan dalam denter. Produk nitrobenzene dinetralsasi dengan NaOH. Untuk pemurnian dilakukan dengan destilasi. Yield 95% – 98%. Waktu reaksi secara batch berkisar 2–4 jam. Kerugian dari proses batch adalah proses berlangsung dalam waktu yang lebih lama dan ukuran alat-alatnya lebih besar sehingga dari segi ekonomis tidak menguntungkan.

3. Nitration Benzene dengan Asam Nitrat proses kontinyu. Pada proses ini kedudukan asam campuran sebagai asam penetrasinya pada asam nitrat. Asam penetrasinya mempunyai komposisi 60% - 68%  $\text{HNO}_3$  dan sisa air 32% - 40%. Namun perbandingan mol  $\text{HNO}_3$ : Benzene yang dibutuhkan besar yaitu 6:1 sampai 15:1. Dari penjelasan di atas jelas proses ini kurang menguntungkan, karena kelebihan  $\text{HNO}_3$  sebagai penghasil produk nitrobenzene dalam jumlah yang sama, proses ini membutuhkan bahan baku yang lebih banyak ukuran alat yang dibutuhkan jauh lebih besar. Jadi dari segi ekonomis pun kurang menguntungkan. Dengan membandingkan keuntungan dan kerugian semua proses pembuatan nitrobenzene yang telah diuraikan di atas, maka dalam perencanaan ini dipilih proses nitration dengan asam campuran dengan proses kontinyu. Pemilihan ini didasarkan pada beberapa kelebihan proses ini dibandingkan proses – proses lain yaitu:

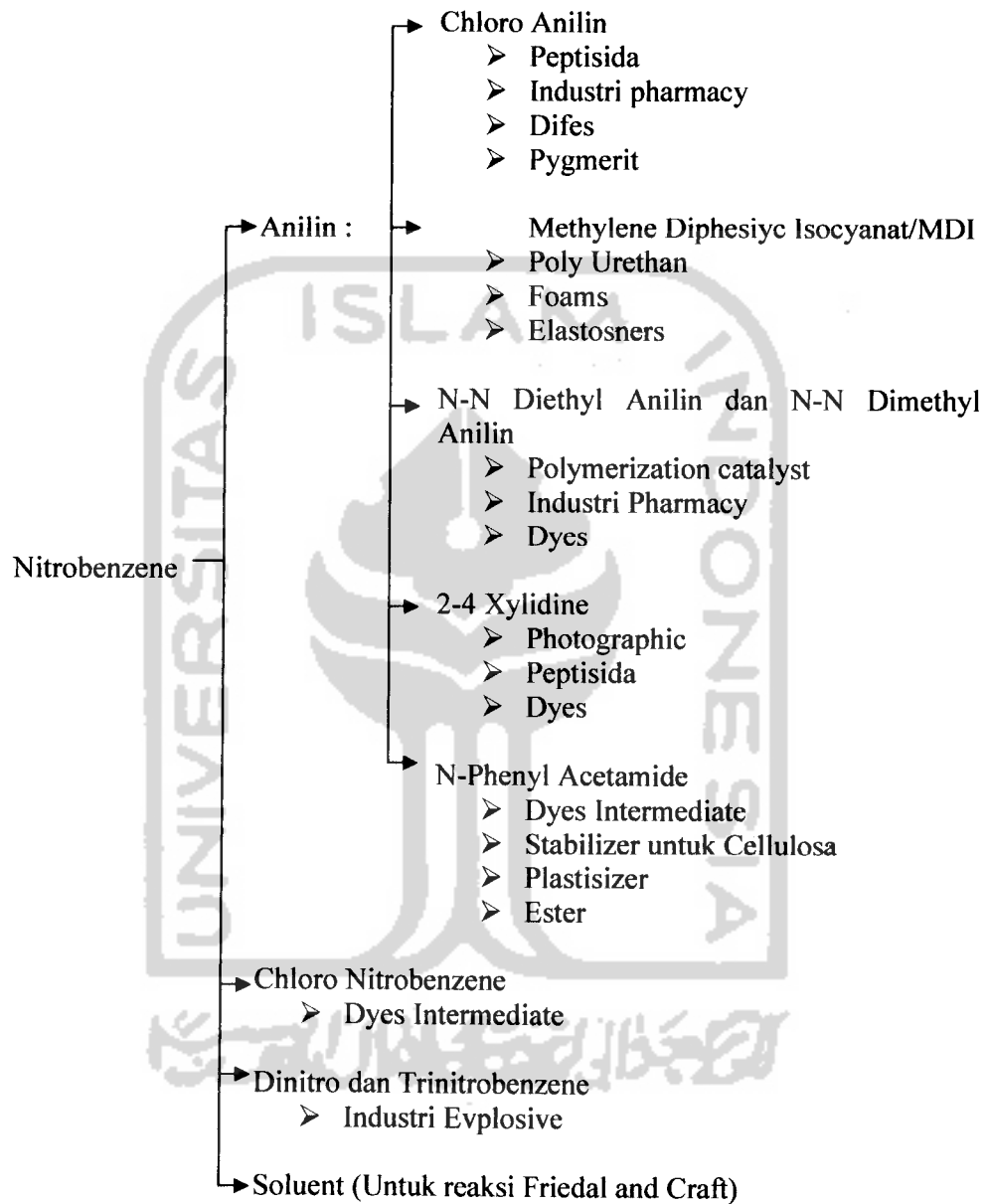
- Produk yang dihasilkan memiliki kemurnian yang tinggi.
- $\text{H}_2\text{SO}_4$  merupakan asam yang lebih kuat dari asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ), sehingga  $\text{H}_2\text{SO}_4$  lebih mudah melepaskan ion nitronium ( $\text{NO}_2^+$ ) dari asam nitrat

- $H_2SO_4$  merupakan dehidrator yang baik, sehingga air yang berbentuk tidak akan mempengaruhi kecepatan reaksi.
- Dari sifat proses yang kontinyu seperti telah diuraikan diatas, keuntungan adalah biaya produksi lebih rendah, tenaga kerja yang dibutuhkan lebih sedikit.
- Ukuran alat lebih kecil dibandingkan proses batch maupun proses yang menggunakan asam nitrat saja, sehingga lebih ekonomis, faktor keamanan lebih baik, juga reaksi di dalam reaktor lebih cepat, karena pengadukan yang lebih efektif.



### 1.3.2 Penggunaan Produk Nitrobenzena

Nitrobenzen merupakan raw material yang penting yang digunakan secara luas dalam bidang, seperti :



**Gambar 1. Industri Penggunaan Nitrobenzene**

### 1.3.3 Tinjauan Proses Secara Umum

Reaksi nitrasi adalah proses dimana terjadi reaksi kimia yang menjamin masuknya satu atau lebih gugus  $-\text{NO}_2$  ke dalam suatu molekul, dimana molekul reaktannya merupakan senyawa-senyawa organik. Reaksi nitrasi merupakan reaksi yang penting dalam industri kimia organik sintesis, karena selain menghasilkan produk semacam pelarut, zat warna, zat yang mudah meledak, farmasi dan juga menghasilkan produk menengah yang berguna bagi penyediaan atau pembuatan senyawa lain seperti amin.

Reaksi nitrasi berlangsung dengan penggantian satu atau lebih gugus nitro ( $-\text{NO}_2$ ) menjadi molekul yang reaktif. Gugus nitro akan menyerang Carbon membentuk Nitroaromatik atau Nitroparafin. Jika menyerang Nitrogen membentuk Nitramin dan bila menyerang Oksigen membentuk Nitrat ester. Pada proses Nitrasi masuknya gugus  $-\text{NO}_2$  ke dalam senyawa dapat terjadi dengan menggantikan kedudukan beberapa atom atau gugus yang ada dalam senyawa. Umumnya nitrasi yang banyak dijumpai adalah nitrasi gugus  $-\text{NO}_2$  menggantikan atom H.

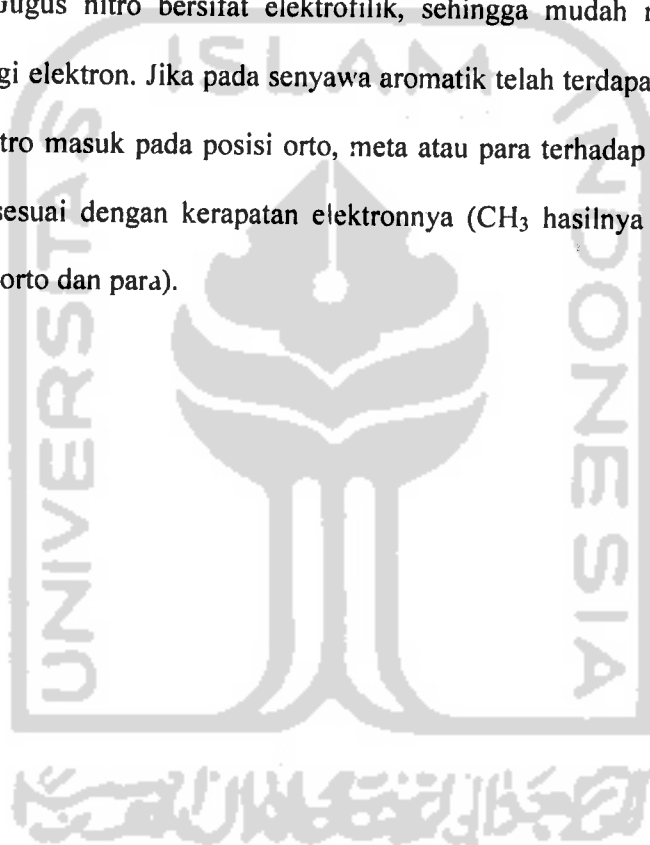
Reaksi Nitrasi senyawa-senyawa aromatik dapat ditulis dengan persamaan sebagai berikut:



Nitrating Agent merupakan electrophilic reaktan, dimana reaksi akan terjadi pada atom Carbon dari aromatik ring yang mempunyai density electron terbesar. Gugus  $-\text{NO}_2$  yang masuk dapat membentuk posisi orto, para dan meta. Jumlah isomer pada produk tergantung pada substituent, dimana substituent ini

mempunyai efek yang sangat besar pada density elektron dalam rangkaian atom-atom C. apabila substituent menyebabkan density elektron menjadi lebih besar pada posisi orto dan para dibanding meta, maka yield produk nitration akan didominasi oleh isomer orto dan para. Sedangkan substituent lain yang menyebabkan density elektron lebih besar pada posisi meta dibanding posisi orto dan para maka yield produk nitration akan didominasi isomer meta.

Gugus nitro bersifat elektrofilik, sehingga mudah masuk carbon yang dikelilingi elektron. Jika pada senyawa aromatik telah terdapat suatu gugus, maka gugus nitro masuk pada posisi orto, meta atau para terhadap gugus, maka gugus tersebut sesuai dengan kerapatan elektronnya ( $\text{CH}_3$  hasilnya orto dan para,  $\text{OH}$  hasilnya orto dan para).



## BAB II

### URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN

#### 2.1 KONSEP PROSES

##### 2.1.1 Dasar Reaksi

Reaksi pembuatan nitrobenzene termasuk reaksi nitrasi, yaitu benzene direaksikan dengan asam campuran sehingga menghasilkan nitrobenzene dan produk samping berupa air.

Reaksi :



Mekanisme reaksi yang terjadi :

1.  $\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{HNO}_3 \longrightarrow \text{NO}_2^+ + \text{HSO}_4^- + \text{H}_2\text{O}$
2.  $\text{C}_6\text{H}_6 + \text{NO}_2^+ \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2^+$
3.  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2^+ + \text{HSO}_4^- \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4$

Proses ini dijalankan pada suhu 55°C dan tekanan 1 atm pada fase cair dengan perbandingan mol  $\text{C}_6\text{H}_6 : \text{HNO}_3$  adalah 1 : 1. reaksi berlangsung kontinyu pada kondisi diperoleh produk nitrobenzene dengan yield sebesar 98% dengan basis benzene dan diperoleh kemurnian 99,8%

##### 2.1.2 Tinjauan Thermodinamika

Tinjauan secara thermodinamika hanya berlaku untuk reaksi kesetimbangan atau reversible, untuk itu perlu kiranya diperiksa terlebih dahulu



reaksi nitration. Benzene dengan asam campuran termasuk reaksi reversible atau irreversible.

Diketahui data-data sebagai berikut :

$$\Delta G^{\circ} \text{HNO}_3 = -19,10 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{H}_2\text{O} = -56,687 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{C}_6\text{H}_6 = 29,72 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 34,95 \text{ kkal/mol}$$

(Reff : Lange's Hand Book of Chemistry)

perubahan energi Gibbs dapat dihitung dengan persamaan :

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln K \quad (\text{Pers 9-11 Smith-Van Ness})$$

$$\ln K = -\Delta G^{\circ} / RT = 32357 / (1.987 \times 328) = 49,6474$$

$$K = 3,66.10^{21}$$

Dari perhitungan diatas tampak bahwa harga K sangat besar sehingga reaksi yang terjadi merupakan reaksi irreversible.

### 2.1.3 Tinjauan Kinetika

Ditinjau dari segi kinetika maka dapat dilihat dari persamaan berikut :

$$k = A \cdot \text{Exp}(-E/RT)$$

$$\ln k = -E/RT + \ln A$$

$$\ln k = -14000 / (1,987 T) + 26,22$$

(Hougen Watson, bagian II, 1055)

Dari persamaan tersebut terlihat bahwa dengan kenaikan suhu maka harga konstanta kecepatan (k) akan membesar, artinya kecepatan reaksi ke arah

pembentukan produk semakin besar. Tetapi bila suhu reaksi diatas 90 °C akan terbentuk dinitrobenzene.

## 2.2 LANGKAH PROSES

Secara keseluruhan proses pembuatan nitrobenzene dengan cara nitrasasi benzene dapat dilaksanakan melalui tiga tahapan :

- Proses penyimpanan bahan baku
- Proses reaksi nitrasasi
- Proses pemurnian hasil

### 1. Proses Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku dilakukan pemanasan dengan tujuan menyesuaikan kondisi operasi dalam reaktor karena reaktor beroperasi secara isothermis. Mula-mula bahan baku, benzene yang berasal dari tangki penyimpanan (T-01) dipompakan menuju HE-01. pada HE-01 benzene dinaikkan suhunya dari 30 °C menjadi 55 °C. Dari HE-01 benzene menuju reaktor. Asam nitrat dari tangki penyimpanan (T-02) dipompakan menuju mixer (M-01). Didalam mixer ini asam nitrat dicampur dengan asam sulfat yang dipompa dari tangki penyimpanan (T-03). Komposisi asam campuran adalah : 24,87% HNO<sub>3</sub>, 57,38% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 17,17 H<sub>2</sub>O. Panas yang timbul sebagai hasil panas pencampuran antara kedua asam tersebut diserap oleh air pendingin didalam coil pencampuran antara kedua asam tersebut diserap oleh air pendingin didalam coil pendingin mixer, sehingga asam campuran keluar mixer menuju reaktor (R-01) adalah 55 °C. Aliran menuju reaktor, asam nitrat dan

benzene mempunyai perbandingan mol 1:1 dengan suhu  $55^{\circ}\text{C}$  dialirkan secara kontinyu.

## 2. Proses Reaksi Nitration

Bahan baku yang menuju reaktor melalui puncak reaktor pada kondisi  $55^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Reaksi nitration antara benzene dan asam nitrat berlangsung CSTR dengan laju putar 750 rpm agar terjadi dispersi yang sempurna. Sehingga difusi tidak merupakan faktor pembatas. Suhu reaksi harus tetap dijaga pada  $55^{\circ}\text{C}$  agar reaksi tetap berlangsung pada fase cairan. Reaksi nitration berlangsung secara eksotermis sehingga diperlukan pendingin agar suhu dalam reaktor tetap  $55^{\circ}\text{C}$ . pendingin reactor menggunakan air yang masuk pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan keluar pada suhu  $40^{\circ}\text{C}$ . produk yang diperoleh dari reaktor adalah nitrobenzene, produk samping berupa air dan sisa reaktan berupa benzene dan asam nitrat. Produk reactor selanjutnya diumpangkan ke unit pemurnian.

## 3. Proses Pemurnian Hasil

Pada proses pemurnian ada tiga tahapan yaitu :

- ❖ Pemisahan fase organik dan anorganik
- ❖ Netralisasi
- ❖ Pemurnian dengan destilasi

a) Pemisahan fase organik dan anorganik

Produk reaktor dilewatkan cooler (Cl-01) untuk diturunkan suhunya dari 55 °C menjadi 40 °C dan dimasukkan ke dalam decanter (Dc-01) untuk memisahkan fase organik dan anorganik. Dekantasi dapat dilakukan karena kedua fase cair tidak saling melarutkan.

b) Netralisasi

Fase organik dari decanter (Dc-01) dipompakan ke netralizer (N-01) untuk menetralkan asam nitrat dan asam sulfat yang terikat dan fase organik. Natrium hidroksida yang digunakan sebagai penetral mempunyai kadar 40 % dipompakan dari tangki penyimpanan (T-04). Hasil netralisasi dimasukkan ke decanter (Dc-02) untuk memisahkan lapisan yang kaya akan nitrobenzene (lapisan atas). Dengan wasye (lapisan bawah) yang terdiri dari  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NaNO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ .

c) Pemurnian dengan destilasi

Lapisan dari decanter (Dc-02) dinaikan suhu dengan HE-02 dari suhu 40 °C menjadi 120 °C dengan memanfaatkan panas dari hasil bawah kolom destilasi dan selanjutnya didinginkan dengan steam pada Cl-02 dari suhu 120 °C menjadi 40 °C dan diumpan ke menara destilasi. Yang digunakan adalah tray tower dengan spacing 20 in. hasil bawah kolom destilasi dengan suhu 233 °C dilewatkan cooler Cl-03 untuk diturunkan suhunya menjadi 40 °C dan selanjutnya disimpan dalam tangki penyimpanan (T-05) sebagai produk dan hasil atas distilasi dengan suhu 104,27 °C dilewatkan

cooler untuk diturunkan suhunya menjadi 40 °C yang selanjutnya disimpan dalam tangki penyimpanan (T-06).

## 2.3 SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

### 2.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

#### 1) Benzene

Rumus molekul	: $C_6H_6$
Berat Molekul	: 78,114
Bentuk	: Cair
Titik didih 1°C	: 80,1
Titik beku 1°C	: 5,5
Suhu kritis ( $T_c$ )°C	: 288,9
Tekanan kritis ( $P_c$ ) 1 atm	: 48,3
Berat jenis (20°C)	: 0,879
Tegangan permukaan cairan, N/m (20°C)	: 0,0289
Panas pembentukan ( $\Delta H_f$ ), kJ/kmol	: 82,970
Panas pembakaran ( $\Delta h_o$ ), J/kg	: $-4,06 \times 10^6$
Panas pencampuran ( $\Delta h_{fus}$ ), kJ/kmol	: 33.900
Kapasitas panas molar (cair), kJ/kmol°K	: 110,9
Energi bebas pembentukan 1 kkal/mol	: 29,72
Kelarutan (dalam 100 bagian)	
- Air (22°C)	: 0,07
- Alkohol	: solute

Kemurnian, % berat	: 99,95
Impuritas : toluene	: 0,05

## 2) Asam Nitrat

Rumus molekul	: $\text{HNO}_3$
Berat molekul	: 63,016
Bentuk	: cair
Titik didih, °C	: 340
Titik leleh, °C	: -42
Spesifik gravity (20°C/20°C water)	: 1,3533
Heat of fusion, kkal/gmol	: 0,6
Kemurnian , min % berat	: 60
Kadar air, max % berat	: 40

### 2.3.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

#### 1) Asam sulfat

Rumus molekul	: $\text{H}_2\text{SO}_4$
Berat molekul	: 98,082
Bentuk	: cair
Titik didih (1 atm, °C)	: 340
Titik leleh, °C	: 10,5
Berat jenis (20°C)	: 1,7944
Panas pelarutan, kkal/gmol	: -232,12
Panas pembentukan, kkal/gmol	: -193,7

Panas peleburan, kkal/gmol	: 2,36
Kemurnian, min % berat	: 98
Kadar air, max % berat	: 2

## 2) Toluene

Rumus molekul	: $C_7H_8$
Berat molekul	: 92,141
Bentuk	: Cair
Spesifik gravity ( $20^{\circ}C/20^{\circ}C$ )	: 0,8424
Kemurnian % berat	: 0,05
Impurities Benzene	: 99,05
Titik didih	: $110,4^{\circ}C$

## 3) Natrium Hidroksida

Rumus molekul	: NaOH
Berat molekul	: 39,999
Bentuk	: Kristal
Spesifik gravity ( $20^{\circ}C/20^{\circ}C$ )	: 1,5181
Kemurnian % berat	: 50 %
Titik lebur	: $318,4^{\circ}C$
Titik didih	: $139^{\circ}C$
Impurities	: Air
Kelarutan	: Larut terbatas dalam air
• Pada $0^{\circ}C$	: 42 g/100 g air
• Pada $100^{\circ}C$	: 347 g/100g air

### 2.3.3 Spesifikasi Produk

#### 1) Nitrobenzene

Rumus molekul	: $C_6H_5NO_2$		
Berat molekul	: 123,114		
Bentuk	: Cair		
Refractive index	: 1,553		
Titik didih, °C	: 210,8		
Titik leleh, °C	: 5,85		
Panas pembakaran. kkal/gmol	: 739		
Panas peleburan, j/g	: 94,1		
Panas penguapan, j/g	: 331		
Panas spesifik (30°C), j/g	: 1,418		
Spesifik gravity (20°C/20°C water)	: 1,205		
Kelarutan dalam air			
Temperatur, °C	: 8,80	14,7	30,8
Percent Nitobenzene	: 0,19	0,22	0,27
Kelarutan air dalam Nitrobenzene			
Temperatur, °C	: 8,80	38,8	58,8
Percent water	: 0,174	0,194	0,4
Kemurnian , min % berat	: 99,8		
Kadar air, max % berat	: 0,2		



**BAB III**  
**METODE PERANCANGAN**

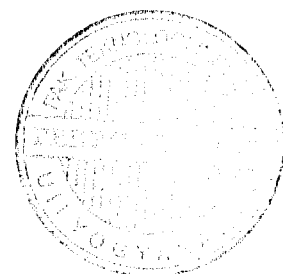
**3.1 NERACA MASSA**

Basis : 1 jam operasi

Satuan : Kilogram

**3.1.1 Neraca Massa Overall**

Input		Output	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> umpan ke reactor (arus 1)	10.202,6262	Hasil bawah Dc-01 (arus 6)	29.145,1208
HNO <sub>3</sub> umpan masuk ke mixer (arus 2)	8.653,6228	Hasil bawah Dc-02 (arus 10)	444,6955
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> umpan masuk ke mixer (arus 3)	26.411,8628	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub> (arus 12)	15.782,8281
NaOH umpan masuk ke netralizer (arus 8)	314,9679	Hasil atas MD (arus 13)	210,4398
<b>Total</b>	<b>45.583,0842</b>	<b>Total</b>	<b>45.583,0842</b>



### 3.1.2 Neraca Massa per Alat

#### 1. NM disekitar Mixer (M-01)

Komponen	Input, Kg/jam		Output, Kg/jam M <sub>4</sub>
	M <sub>2</sub>	M <sub>3</sub>	
HNO <sub>3</sub>	8.226,5308		8.226,5308
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		20.927,5089	20.927,5089
H <sub>2</sub> O	427,0920	5.484,3539	5.911,4459
Total	35.065,4856		35.065,4856

#### 2. NM disekitar Reaktor (R-01)

Komponen	Input, Kg/jam		Output, Kg/jam M <sub>5</sub>
	M <sub>1</sub>	M <sub>4</sub>	
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	10.197,5249		183,5523
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,1013		5,1013
HNO <sub>3</sub>		8.226,5308	148,0750
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		20.927,5089	20.927,5089
H <sub>2</sub> O		5.911,4459	8.221,0412
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>			15.782,8331
Total	45.268,1113		45.268,1118

## 3. NM disekitar Decenter (Dc-01)

Komponen	Input, Kg/jam M <sub>5</sub>	Output, Kg/jam	
		M <sub>6</sub>	M <sub>7</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	183,5523		183,5523
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,1013		5,1013
HNO <sub>3</sub>	148,0750	147,1692	0,9058
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	20.927,5089	20.799,4953	128,0136
H <sub>2</sub> O	8.221,0412	8.170,7493	50,2919
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15.782,8331	27,7070	15.755,1261
Total	45.268,1118	45.268,1118	

## 4. NM disekitar Netralizer (N-01)

Komponen	In put Kg/jam		Output Kg/jam M <sub>9</sub>
	M <sub>7</sub>	M <sub>8</sub>	
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	183,5523		183,5523
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,1013		5,1013
HNO <sub>3</sub>	0,9058		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	128,0136		
H <sub>2</sub> O	50,2919	188,9807	286,5609
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15.755,1261		15.755,1261
NaOH		125,9872	20,9979
NaNO <sub>3</sub>			1,2239
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			185,4010
Total	16.437,9634		16.437,9634

## 5. NM disekitar Decanter (Dc-02)

Komponen	Input, Kg/jam M <sub>9</sub>	Output, Kg/jam	
		M <sub>10</sub>	M <sub>11</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	183,5523		183,5523
C <sub>7</sub> H <sub>7</sub>	5,1013		5,1013
H <sub>2</sub> O	286,5609	236,2715	50,2894
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15.755,1261	0,8012	15.754,3249
NaOH	20,9979	20,9979	
NaNO <sub>3</sub>	1,2239	1,2239	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	185,4010	185,4010	
Total	16.437,9634	16.437,9634	

## 6. NM disekitar Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Input, Kg/jam N <sub>11</sub>	Output, Kg/jam	
		M <sub>12</sub>	M <sub>13</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	183,5523	15,7828	167,7695
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,1013	4,7348	0,3665
H <sub>2</sub> O	50,2894	11,0479	39,2415
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15.754,3249	15.751,2626	3,0623
Total	15.993,2679	15.993,2679	

### 3.2 NERACA PANAS

#### 1. NP disekitar HE-01

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
Benzene	19.803,9344	Benzene	122.283,0939
Toluene	13,2099	Toluene	81,7538
Beban Panas	102547,7034		
Total	122.364,8477	Total	122.364,8477

#### 2. NP disekitar Mixer (M-01)

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
Dari HNO <sub>3</sub>		HNO <sub>3</sub>	108.275,4330
❖ HNO <sub>3</sub>	18.159,0459	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	216.845,3903
❖ H <sub>2</sub> O	2121,7139	H <sub>2</sub> O	176.923,3824
Dari H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		Panas yang	759.987,5753
❖ H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	36.229,8015	dibawa	
❖ H <sub>2</sub> O	27.245,2052	pendingin air	
Panas Pencampuran	1.178.276,0150		
Total	1.262.031,7820	Total	1.262.031,7820

## 3. NP disekitar Reaktor (R-01)

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	122.283,0939	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	2.201,0577
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	81,7538	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2.177,6905
HNO <sub>3</sub>	108.275,4330	HNO <sub>3</sub>	1.948,9241
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	216.845,3903	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.032,8657
H <sub>2</sub> O	176.923,3285	H <sub>2</sub> O	246.047,0970
Panas Reaksi	3.235.652,1780	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	162.566,3621
		Panas pengenceran	549.268,3100
		Panas yang dibawa pendingin air	2.894.818,8700
Total	3.860.061,1780	Total	3.860.061,1780

## 4. NP disekitar CL-01

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	2.201,0577	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1.081,8479
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2.177,6905	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1.069,2922
HNO <sub>3</sub>	1.948,9241	HNO <sub>3</sub>	978,2217
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.032,8657	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	517,1951
H <sub>2</sub> O	246.047,0970	H <sub>2</sub> O	122.749,7572
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	162.566,3621	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	80.853,7218
		Panas yang dibawa pendingin air	208.723,9610
Total	415.973,9971	Total	415.973,9971



## 5. NP disekitar Netralizer (N-01)

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1.081,8479	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1.081,8479
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	40,1428	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	40,1428
HNO <sub>3</sub>	5,9947	H <sub>2</sub> O	4.278,6871
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	664,2163	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	80.711,8143
H <sub>2</sub> O	750,9135	NaNO <sub>2</sub>	5,0213
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	80.711,8445	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	524,0378
Dari NaOH :		NaCl	272,6645
❖ H <sub>2</sub> O	540,1836	Panas yang	60.228,6388
❖ NaOH	938,8192	dibawa pendingin	
Panas reaksi	62.408,8915	air	
Total	147.142,8540	Total	147.142,8540

## 6. NP disekitar HE-02

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1.081,8479	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5.147,2369
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	40,1428	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	151,0703
H <sub>2</sub> O	750,8866	H <sub>2</sub> O	2.154,9608
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	80.707,7401	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	525.438,3183
Beban Panas	450.310,9689		
Total	532.891,5863	Total	532.891,5863

## 7. NP disekitar HE-03

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5.147,2369	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	10.470,9438
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	151,0703	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	305,2485
H <sub>2</sub> O	2.154,9608	H <sub>2</sub> O	3.979,9781
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	525.438,3183	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	986.663,6491
Beban Panas	468.528,2337		
Total	1.001.419,8200	Total	1.001.419,8200

## 8. NP disekitar menara distilasi (MD-01)

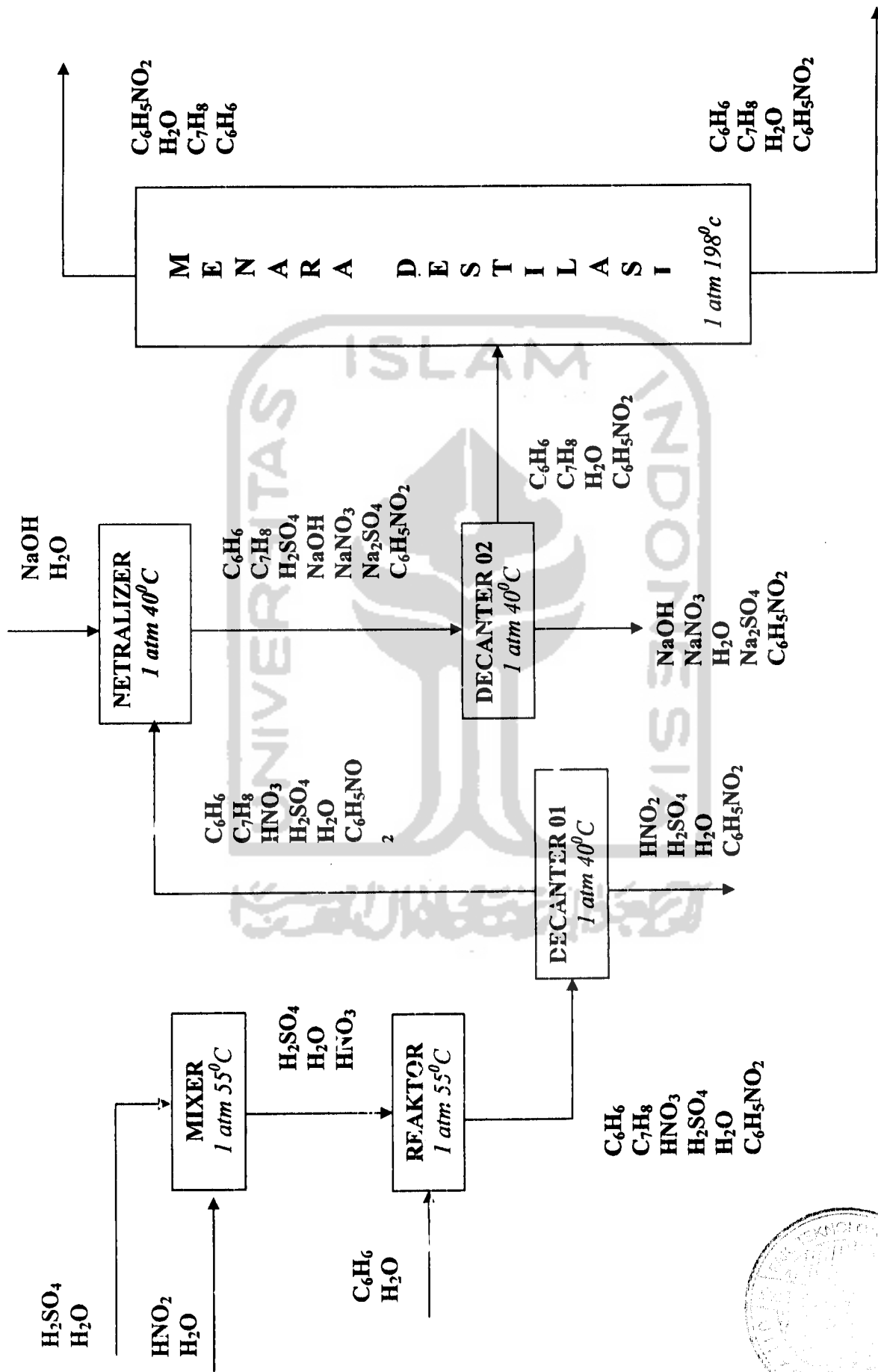
Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	12.704,8986	Distilat :	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	366,5486	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	3.484,1612
H <sub>2</sub> O	4.068,7446	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	14,2334
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1.043.288,2940	H <sub>2</sub> O	2.634,1941
Panas Reboiler	198.190,2120	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	72,4341
		Produk bawah	
		C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1.304,4554
		C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	405,4124
		H <sub>2</sub> O	1.028,8269
		C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1.211.135,9490
		Kondensor	38.539,0312
Total	1.258.618,6980	Total	1.258.618,6980

## 9. NP disekitar CL-02

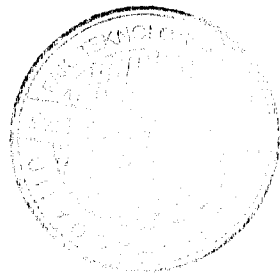
Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	442,4810	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	93,0008
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	140,1627	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	37,2444
H <sub>2</sub> O	473,3904	H <sub>2</sub> O	164,9508
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	525.336,4871	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	80.692,0734
		Beban Panas	445.405,2518
Total	526.392,5212	Total	526.392,5212

## 10. NP disekitar CL-03

Input		Output	
Komponen	Kandungan Panas (kkal)	Komponen	Kandungan Panas (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5.225,1678	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	988,8471
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	14,9351	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2,8259
H <sub>2</sub> O	3.110,6420	H <sub>2</sub> O	586,4200
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	82,9992	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15,7044
		Beban Panas	6.839,9467
Total	8.433,7441	Total	8.433,7441



Gambar 3.1 Diagram Alir kualitatif



$H_2SO_4 = 20927,5089$   
 $H_2O = 5484,3539$

$HNO_2 = 8226,5308$   
 $H_2O = 427,0920$

**MIXER**  
*1 atm 55°C*

$H_2SO_4 = 20927,5089$   
 $H_2O = 5911,4459$   
 $HNO_3 = 8226,5308$

$C_6H_6 = 10197,5249$   
 $H_2O = 5,1013$

**REAKTOR**  
*1 atm 55°C*

$C_6H_6 = 183,5523$   
 $C_7H_8 = 5,1013$   
 $HNO_3 = 148,0750$   
 $H_2SO_4 = 20927,5089$   
 $H_2O = 8221,0412$   
 $C_6H_5NO_2 = 15782,8331$

$NaOH = 125,9872$   
 $H_2O = 188,9807$

**NETRALIZER**  
*1 atm 40°C*

$C_6H_6 = 183,5523$   
 $C_7H_8 = 5,1013$   
 $HNO_3 = 0,9058$   
 $H_2SO_4 = 128,0136$   
 $H_2O = 50,2919$   
 $C_6H_5NO_2 = 15755,1261$

$C_6H_6 = 183,5523$   
 $C_7H_8 = 5,1013$   
 $H_2SO_4 = 286,5609$   
 $NaOH = 20,997$   
 $NaNO_3 = 1,2239$   
 $Na_2SO_4 = 185,4010$   
 $C_6H_5NO_2 = 15755,1261$

**DECANTER 02**  
*1 atm 40°C*

$C_6H_6 = 183,5523$   
 $C_7H_8 = 5,1013$   
 $H_2O = 50,2894$   
 $C_6H_5NO_2 = 15754,3249$

$HNO_2 = 147,1692$   
 $H_2SO_4 = 20799,4953$   
 $H_2O = 8170,7493$   
 $C_6H_5NO_2 = 27,7070$

$NaOH = 20,9979$   
 $NaNO_3 = 1,2239$   
 $H_2O = 236,2715$   
 $Na_2SO_4 = 0,8012$   
 $C_6H_5NO_2 = 185,4010$

$C_6H_5NO_2 = 3,0623$   
 $H_2O = 39,2415$   
 $C_7H_8 = 0,3665$   
 $C_6H_6 = 167,7695$

**M E N A R A D E S T I L A S I**  
*1 atm 198°C*

$C_6H_6 = 15,7828$   
 $C_7H_8 = 4,7348$   
 $H_2O = 11,0479$   
 $C_6H_5NO_2 = 15751,2626$

Satuan Kg / Jam

Gambar 3.1 Diagram Alir kuantitatif

### 3.3 SPESIFIKASI ALAT

#### 3.3.1 REAKTOR - 01

Fungsi : Mereaksikan asam nitrat dengan benzene untuk menghasilkan nitrobenzene dengan konvesi 83,14 %

Type : Reaktor alir tangki berpengaduk.

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 55 °C
- Tekanan : 1 Atm

Bahan kontruksi : Carbon Steel SA 283 gade C

Ukuran reaktor

- Diameter : 1,354 m
- Tinggi : 2,113 m
- Tebal shell : 1/4 in
- Tebal head : 1/4 in

Pengaduk reaktor

Type : Marene dengan 3 blade

Baffle : 4 buah

Diameter : 45 cm

Puaran : 3,4 rps

Efisiensi : 80 %

Motor : 8 Hp

### 3.3.2 REAKTOR - 02

Fungsi : Melanjutkan reaksi asam nitrat dengan benzene untuk menghasilkan nitrobenzene dengan konversi 63,97 %

Type : Reaktor alir tangki berragaduk.

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 55 °C
- Tekanan : 1 Atm

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 283 gade C

Ukuran reaktor

- Diameter : 1,354 m
- Tinggi : 2,113 m
- Tebal shell : 1/4 in
- Tebal head : 1/4 in

Pengaduk reaktor

Type : Marene dengan 3 blade

Baffle : 4 buah

Diameter : 45 cm

Putaran : 3,4 rps

Efisiensi : 80 %

Motor : 8 Hp



### 3.3.3 REAKTOR -03

Fungsi : Melanjutkan reaksi asam nitrat dengan benzene untuk menghasilkan nitrobenzene dengan konversi 48 %

Type : Reaktor alir tangki berpengaduk.

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

Suhu : 55 °C

Tekanan : 1 Atm

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 283 gade C

Ukuran reaktor

- Diameter : 1,354 m
- Tinggi : 2,113 m
- Tebal shell : 1/4 in
- Tebal head : 1/4 in

Pengaduk reaktor

Type : Marene dengan 3 blade

Baffle : 4 buah

Diameter : 45 cm

Putaran : 3,4 rps

Efisiensi : 80 %

Motor : 8 Hp

### 3.3.4 REAKTOR - 04

Fungsi : Melanjutkan reaksi asam nitrat dengan benzene untuk menghasilkan nitrobenzene sampai dengan konvesi 98 %

Type : Reaktor alir tangki berpengaduk.

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 55 °C
- Tekanan : 1 Atm

Bahan kontruksi : Carbon Steel SA 283 grade C

Ukuran reaktor

- Diameter : 1,354 m
- Tinggi : 2,113 m
- Tebal shell : 1/4 in
- Tebal head : 1/4 in

Pengaduk reaktor

Type : Marene dengan 3 blade

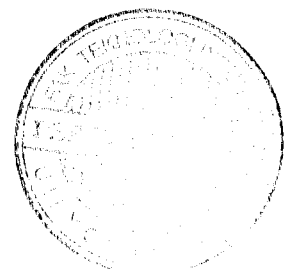
Baffle : 4 buah

Diameter : 45 cm

Putaran : 3,4 rps

Efisiensi : 80 %

Motor : 8 Hp



### 3.3.5 NETRALIZER (N-01)

Fungsi : menetralkan  $H_2SO_4$  dengan menggunakan NaOH

Jenis : Tangki pengaduk

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 40 °C

- Tekanan : 1 Atm

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 283 gade C

Ukuran reaktor

- Diameter : 2,54 m

- Tinggi : 3,68 m

- Tebal shell : 4/16 in

- Tebal head : 5/16 in

- Voleme cairan dalam head : 1,93 m<sup>3</sup>

Pengaduk

- Type : Marene Propeler 3 blade

- Baffle : 4 buah

- Diameter : 81,78 cm

- Tinggi Impeler : 81,78 cm

- Lebar baffle : 8,178 cm

- Putaran : 1,5 rps

- Efisiensi : 80 %

- Daya motor : 1,6 Hp

### 3.3.6 DECANTER (Dc-01)

Fungsi : Memisahkan produk Reaktor menjadi fase organik dan fase an organik

Type : Continuous gravity decanter

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 1 Atm

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Bentuk : silinder horisontal

Ukuran Decanter

- Diameter : 0,98 m
- Panjang : 2,94 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal head : 3/16 in

### 3.3.7 DECANTER (DC-02)

Fungsi : Memisahkan produk netralizer menjadi fase organik dan fase an organik

Type : Continuous gravity decanter

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 1 Atm

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Bentuk : slinder horizontal

Ukuran Decanter

- Diameter : 0,74 m
- Panjang : 2,23 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal heat : 3/16 in

### 3.3.8 MENARA DISTILASI (MD-01)

Fungsi : Memisahkan produk Nitrobenzene sampai kemurnian 99,8%

Type : Sieve trai tower.

Jml : 1 Buah

Kondisi opeasi

- Suhu : 104,27 °C
- Tekanan : 1,05 Atm

Kondisi dasar operasi menara

- Suhu : 233,65 °C
- Tekanan : 1,17 Atm

Ukuran menara distilasi

- Tinggi menara : 15 m
- Diameter menara atas : 1,5761 m
- Diameter menara bawah : 1,8785 m

Perancangan plate

- Panjang Weir : 1,4277 m

- Tinggi Weir : 50 mm
- Diameter lubang : 5 mm
- Jumlah lubang : 38 lubang
- Tebal plate : 5 mm

### 3.3.9 MIXER (M-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya pencampuran asam nitrat dan asam sulfat

Jenis : Tangki pengaduk

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 1 Atm

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 283 grade C

Ukuran reaktor

- Diameter : 2,9 m
- Tinggi : 4,43 m
- Tebal shell : 3/8 in
- Tebal head : 3/8 in
- Volume cairan dalam head : 3,3 m<sup>3</sup>

Pengaduk

- Type : Marene Propeler 3 blade
- Baffle : 4 buah
- Diameter : 97,55 cm

- Tinggi Impeler : 97.55 cm
- Lebar baffle : 9,755 cm
- Putaran : 1,5 rps
- Efisiensi : 80 %
- Daya motor : 8 Hp

### 3.3.10 HEATER-(HE- 01)

Fungsi : Meningkatkan suhu bahar. dari 30 °C sampai 55 °C

Type : Double Pipe

Jml : 1 buah

IPS : 2 ½ x 1 ¼ in

Spesifikasi Annulus

- OD : 2,88 in
- ID : 2,469 in
- Schedule number : 40
- Flow area/pipa : 4,79 in<sup>2</sup>

Surface/lm ft

- Out side : 0,753 ft<sup>2</sup>/ft
- Inside : 0,647 ft<sup>2</sup>/ft

Spesifikasi pipa

- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Flow area/pipa : 1,5 m<sup>2</sup>

Surface/lm ft

- Out side : 0,435 ft<sup>2</sup>/lm ft
- Inside : 0,362 ft<sup>2</sup>/lm ft

### 3.3.11 HEATER (HE - 02)

Kode : HE -02

Fungsi : Menaikkan suhu bahan dari 40 °C sampai 120 °C

Type : Double Pipe

Jml : 1 buah

IPS : 2 ½ x 1 ¼ in

Spesifikasi Annulus

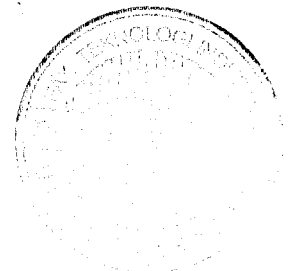
- OD : 2,88 in
- ID : 2,469 in
- Schedule number : 40
- Flow area/pipa : 4,79 in<sup>2</sup>

Surface/lm ft

- Out side : 0,753 ft<sup>2</sup>/ft
- Inside : 0,647 ft<sup>2</sup>/ft

Spesifikasi pipa

- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Flow area/pipa : 1,5 in<sup>2</sup>





Surface/lm ft

- Out side : 0,435 ft<sup>2</sup>/lm ft
- Inside : 0,362 ft<sup>2</sup>/lm ft

### 3.3.12 HEATER (HE-03)

Kode : HE-03

Fungsi : Menaikkan suhu bahan dari 120°C menjadi 198 °C

Type : Double Pipa

Jml : 1 buah

IPS : 2 ½ x 1 ¼ in

Spesifikasi Annulus

- OD : 2,88 in
- ID : 2,469 in
- Schedule number : 40
- Flow area/pipa : 4,79 in<sup>2</sup>

Surface/lm ft

- Out side : 0,753 ft<sup>2</sup>/ft
- Inside : 0,647 ft<sup>2</sup>/ft

Spesifikasi pipa

- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Flow area/pipa : 1,5 m<sup>2</sup>

Surface/lm ft

- Out side : 0,435 ft<sup>2</sup>/ lm ft
- Inside : 0,362 ft<sup>2</sup>/lm ft

### 3.3.13 COOLER (CL – 01)

Kode : CL – 01

Fungsi : Menurunkan suhu bahan dari 55 °C menjadi 40 °C

Type : Sheel and Tube

Bahan kontruksi

- Tube Sheel : Cast steel
- Sheel : Carbon steel

Spesifikasi Tube

- OD tube : 1 in
- ID Tube : 0,902 in
- BWG : 18
- Susunan : Triangular PT = 1 ¼ in
- Jml tube : 112
- Passes : 4
- Flow area : 0,639 in<sup>2</sup>
- Panjang tube : 40
- Surface/lm ft : 0,2618 ft<sup>2</sup>

## Spesifikasi sheel

- ID sheel : 17,25 in
- Baffle spacing : 12 in

**3.3.14 COOLER (CL - 02)**

Kode : CL - 02

Fungsi : Menurunkan suhu bahan dari 120 °C menjadi 40 °C

Type : Sheel and Tube

## Eahan kontruksi

- Tube Sheel : Cast steel
- Sheel : Carbon steel

## Spesifikasi Tube

- OD tube : 1 in
- ID Tube : 0,902 in
- BWC : 18
- Susunan : Triangular PT = 1 ¼ in
- Jml tube : 94
- Passes : 4
- Flow area : 0,639 in<sup>2</sup>
- Panjang tube : 15
- Surface/lm ft : 0,2618 ft<sup>2</sup>

### Spesifikasi sheel

- ID sheel : 17,25 in
- Baffle spacing : 12 in

### 3.3.15 COOLER – 03

Kode : CL – 03

Fungsi : Menurunkan suhu bahan dari 104,27°C menjadi 40 °C

Type : Doeble Pipa

Jml : 1 buah

IPS : 2 ½ x 1 ¼ in

#### Spesifikasi Annulus

- OD : 2,88 in
- ID : 2,469 in
- Schudle number : 4J
- Flow area/pipa : 4,79 in<sup>2</sup>

#### Surface/lm ft

- Out side : 0,753 ft<sup>2</sup>/ft
- Inside : 0,647 ft<sup>2</sup>/ft

#### Spesifikasi pipa

- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Flow area/pipa : 1,5 m<sup>2</sup>

Surface/lm ft

- Out side : 0,435 ft<sup>2</sup>/lm ft
- Inside : 0,362 ft<sup>2</sup>/lm ft

### 3.3.16 CONDENSOR

Kode : CD – 01

Fungsi : Mengkondensasi hasil atas destilasi D-01

Jenis : Condensor total

Type : Sheel and Tube

Bahan konstruksi

Tube Sheel : Cast steel

Sheel : Carbon steel SA 283 Grade C

Spesifikasi Tube

OD tube : 3/4 in

ID Tube : 0,532 in

BWG : 12

Susunan : Square pitch PT = 0,9375 in

Jml tube : 20

Passes : 4

Flow area : 0,233 in<sup>2</sup>

Panjang tube : 3,67 ft

Surface/lm ft : 0,1963 ft<sup>2</sup>

**Spesifikasi sheel**

ID sheel : 8 in

Baffle spacing : 4 in

**3.3.17 ACCUMULATOR**

Kode : Acc - 01

Fungsi : Menampung sementara kondensat dari kondensor (C- 01)  
 sebanyak 473,4635lb/jam

Type : Continouous gravity decanter

Jml : 1 Buah

Kondisi opeasi

Suhu : 104,27 °C

Tekanan : 1,05 Atm

Voleme tangki : 3,8096 ft<sup>2</sup>

Diameter : 1,1739 m

Panjang : 3,5217 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in

**3.3.18 REBOILER**

Kode : R - 01

Fungsi : Menguapkan hasil bawah D - 01

Type : Sheel and Tube

Jml : 1 Buah

Bahan konstruksi

Tube Sheel : Cast steel

Sheel : Carbon steel SA 283 Grade C

Spesifikasi Tube

OD tube : 1 in

ID Tube : 0,902 in

BWG : 18

Susunar : Triangular PT = 1.25 in

Jml tube : 106

Passes : 4

Flow area : 0,639 in<sup>2</sup>

Panjang tube : 5 ft

Surface/lm ft : 0,2618 ft<sup>2</sup>

Spesifikasi sheel

ID sheel : 17 ¼ in

Baffle spacing : 2 in

### 3.3.19 TANGKI PENYIMPANAN BAHAN BAKU (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku Benzene selama 1 bulan

Type : Tangki slinder vertikal

Jml : 1 Buah

**Kondisi operasi**

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 Atm

Volume : 10.154,4396 m<sup>3</sup>

**Dimensi tangki**

- Bahan : Carbon Steel SA 283 grade C
- Diameter : 28,51 m
- Tinggi : 14,2955 m
- Tebal Sheel : 0,9041 in

**3.3.2) TANGKI PENYIMPANAN BAHAN BAKU (T-02)**

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam nitrat selama 1 bulan

Type : Tangki slinder vertikal

Jml : 1 Buah

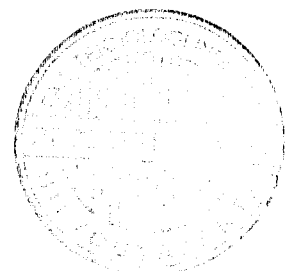
**Kondisi operasi**

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 Atm

Volume : 9.452,2504 m<sup>3</sup>

**Dimensi tangki**

- Bahan : Carbon Steel SA 283 grade C
- Diameter : 27,9228 m
- Tinggi : 13,9614 m
- Tebal Sheel : 1,2443 in





### 3.3.21 TANGKI PENYIMPANAN BAHAN BAKU (T-03)

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam sulfat selama 1 bulan

Type : Tangki silinder vertikal

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 Atm

Volume : 12.442,6656 m<sup>3</sup>

Dimensi tangki

- Bahan : Carbon Steel SA 283 grade C
- Diameter : 30,5741 m
- Tinggi : 15,2871 m
- Tebal Sheel : 0,9581 in

### 3.3.22 TANGKI PENYIMPANAN BAHAN BAKU (T-04)

Fungsi : Menyimpan bahan baku hidroksida selama 1 bulan

Type : Tangki silinder vertikal

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 Atm

Volume : 281,3085 m<sup>3</sup>

**Dimensi tangki**

- Bahan : Carbon Steel SA 283 grade C
- Diameter : 8,7551 m
- Tinggi : 4,3776 m
- Tebal Sheel : 0.4759 in

**3.3.23 TANGKI PENYIMPANAN PRODUK (T-05)**

Fungsi : Menyimpan produk Nitrobenzene selama 1 bulan

Type : Tangki silinder vertikal

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 1 Atm

Volume : 15.692,5781 m<sup>3</sup>

Dimensi tangki

- Bahan : Carbon Steel SA. 283 grade C
- Diameter : 33,0075 m
- Tinggi : 16,5037 m
- Tebal Sheel : 1,0245 in

**3.3.24 TANGKI ACCUMULATOR (T-06)**

Fungsi : Menyimpan hasil atas menara distilasi selama 1 bulan

Type : Tangki silinder vertikal

Jml : 1 Buah

Kondisi operasi

- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 1 Atm

Volume : 209,4484 m<sup>3</sup>

Dimensi tangki

- Bahan : Carbon Steel SA 283 grade C
- Diameter : 7,9431 m
- Tinggi : 3,9715 m
- Tebal Sheel : 0,3414 in

### 3.3.25 POMPA (P – 01)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku benzene ke tangki penyimpanan

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 10.202,6262 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2.067 in
- Luas penampang : 3,35 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 2.000

Putaran spesifik Pompa ( $N_s$ ) : 1.098

Total Head (H) : 30,87ft

BHP : 0,72 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standart 3 phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.26 POMPA (P - 02)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku asam nitrat ke tangki penyimpanan

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 8.653.6228 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 1,9 in
- Diameter dalam : 1,61 in
- Luas penampang : 2,04 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 1.500

Putaran spesifik Pompa ( $N_s$ ) : 739

Total Head (H) : 26,48 ft

BHP : 0,6 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standart 3 phase dengan daya 1 Hp

**3.3.27 POMPA (P – 03)**

Fungsi : Mengalirkan bahan asam sulfat ke tangki penyimpanan

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 26.411,8628 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 2,88 in
- Diameter dalam : 2,469 in
- Luas penampang : 4,79 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 2.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.119

Total Head (H) : 41,37 ft

BHP : 2,1 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standart 3 phase dengan daya 3 Hp

**3.3.28 POMPA (P – 04)**

Fungsi : Mengalirkan bahan natrium hidrosida ke tangki penyimpanan

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 314,9579 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 0,84 in
- Diameter dalam : 0,622 in
- Luas penampang : 0,304 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 3.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 908

Total Head (H) : 4,6 ft

BHP : 0,013 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standart 3 phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.29 POMPA (P – 05)

Fungsi : Mengalirkan bahan Benzene dari ke tangki penyimpanan menuju R-01

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 71.418,3834 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 6,625 in
- Diameter dalam : 6,065 in

- Luas penampang : 28,9 in<sup>2</sup>
  - Putaran (N) : 300
  - Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.475
  - Total Head (H) : 6 ft
  - BHP : 0,75 Hp
  - Efisiensi : 80%
- Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.30 POMPA (P - 06)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku asam nitrat dari tangki penyimpanan menuju mixer

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 60.575,3596 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 6,625 in
- Diameter dalam : 6,065 in
- Luas penampang : 28,9 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 500

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 830

Total Head (H) : 19,2 ft

BHP : 1,97 Hp

Efisiensi : 82%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 2 Hp

### 3.3.31 POMPA (P – 07)

Fungsi : Mengalirkan bahan pembantu asam sulfat dari tangki penyimpanan menuju Mixer.

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 396.177,9420 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 12,75 in
- Diameter dalam : 12,09 in
- Luas penampang : 115 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 300

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.404

Total Head (H) : 14,8 ft

BHP : 9.5 Hp

Efisiensi : 83%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 10 Hp



### 3.3.32 POMPA (P – 08)

Fungsi : Mengalirkan bahan pembantu natrium hidroksida dari tangki penyimpanan menuju netralizer

Type : Contrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 4.724,5185 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule numoer : 40
- Diameter luar : 1,32 in
- Diameter dalam : 1.049 in
- Luas penampang : 0,864 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 1.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 770

Total Head (H) : 7,97 ft

BHP : 0,35Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.33 POMPA (P –09)

Fungsi : Mengalirkan hasil pencampuran asam nitrat dan asam sulfat dari tangki mixing menuju reaktor

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 35.065,4856 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Luas penampang : 7,35 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 1.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 993

Total Head (H) : 23,29 ft

BHP : 1,75 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 2 Hp

### 3.3.34 POMPA (P -10)

Fungsi : Mengalirkan hasil Reaktor-01 menuju Reaktor-02

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 45.268,118 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40

- Diameter luar : 4,5 in
- Diameter dalam : 4,026 in
- Luas penampang : 12,7 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 500

Putaran spesifik Pompa ( $N_s$ ) : 1.098

Total Head (H) : 9,65 ft

BHP : 0,88 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.35 POMPA (P --11)

Fungsi : Mengalirkan hasil Reaktor – 02 menuju Reaktor-03

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 45.268,1113 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 4,5 in
- Diameter dalam : 4,026 in
- Luas penampang : 12,7 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 500

Putaran spesifik Pompa ( $N_s$ ) : 1.098

Total Head (H) : 9,65 ft  
 BHP : 0,88 Hp  
 Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.36 POMPA (P-12)

Fungsi : Mengalirkan hasil Reaktor – 03 menuju Reaktor-04

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 45.268,1118 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 4,5 in
- Diameter dalam : 4,026 in
- Luas penampang : 12,7 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 500

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.098

Total Head (H) : 9,65 ft

BHP : 0,88 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.37 POMPA (P – 13)

Fungsi : Mengalirkan hasil reaktor-04 menuju Decanter (DC-01)

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 45.268,1118 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 4,5 in
- Diameter dalam : 4,026 in
- Luas penampang : 12,7 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 500

Putaran spesifik Pompa (Ns) : 1.140

Total Head (H) : 9,2 ft

BHP : 0.89 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.38 POMPA (P – 14 )

Fungsi : Mengalirkan hasil pemisahan dari Decanter (DC – 01) menuju Netralizer

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 16.122,9910 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,0670 in
- Luas penampang : 3,35 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 1.000

Putaran spesifik Pompa (Ns) : 850

Total Head (H) : 16,7 ft

BHP : 0,65 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.39 POMPA (P – 15)

Fungsi : Mengalirkan hasil Netralizer menuju Decanter (DC – 02)

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 16.437,9634 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in

- Luas penampang : 3,35 in<sup>2</sup>
- Putaran (N) : 1.000
- Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 805
- Total Head (H) : 19,3 ft
- BHP : 0,7 Hp
- Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.40 POMPA (P-16)

Fungsi : Mengalirkan hasil pemisahan Decanter (Dc-02) menuju menara Distilasi

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 15.993,2679 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 2,88 in
- Diameter dalam : 2,469 in
- Luas penampang : 4,79 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 1.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.159

Total Head (H) : 12,4 ft

BHP : 0,5 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.41 POMPA (P-17)

Fungsi : Mengalirkan produk menara Distilasi menuju tangki penyimpan produk

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 110.479,7960 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 6,625 in
- Diameter dalam : 6,065 in
- Luas penampang : 28,9 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 1.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.089

Total Head (H) : 57,5 ft

BHP : 9,9 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 10 Hp



**3.3.42 POMPA (P -18)**

Fungsi : Mengalirkan produk dari accumulator menuju tangki penyimpanan

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 210,4398 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 0,84 in
- Diameter dalam : 0,622 in
- Luas penampang : 0,304 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 3.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.049

Total Head (H) : 3,42 m

BHP : 0,002 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

**3.3.43 POMPA (P -19)**

Fungsi : Mengalirkan produk tangki penyimpanan

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel  
 Kapasitas : 15.782,828 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 2,88 in
- Diameter dalam : 2,469 in
- Luas penampang : 4,79 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 1.000

Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 739

Total Head (H) : 26,35 ft

BHP : 0,96 Hp

Efisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.3.44 POMPA (P-20)

Fungsi : Mengalirkan produk dari tangki penyimpan hasil samping menuju UPL

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Stainless Steel

Kapasitas : 210,4398 Kg/jam

Ukuran pipa

- Schedule number : 40
- Diameter luar : 0,84 in

- Diameter dalam : 0,622 in
  - Luas penampang : 0,304 in<sup>2</sup>
- Putaran (N) : 3.000
- Putaran spesifik Pompa (N<sub>s</sub>) : 1.130
- Total Head (H) : 3,1 ft
- BHP : 0,002 Hp
- Efisiensi : 80%
- Digunakan motor standar 3 Phase dengan daya 1 Hp

### 3.4 UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, steam, listrik dan bahan bakar. Keberadaan sangat penting dan harus ada. Utilitas ini terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan Steam dan penyediaan bahan bakar serta listrik.

#### 3.4.1 Pengolahan Air

Air diperoleh dari sungai yang terdekat dengan lokasi pabrik kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Air yang digunakan meliputi air pendingin, air proses, air umpan boiler dan air kebutuhan kantor serta kebutuhan lain. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

- Pengendapan
- Penggumpalan
- Penyaringan

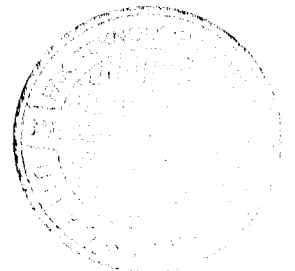
- Demineralisasi
- Deaerasi

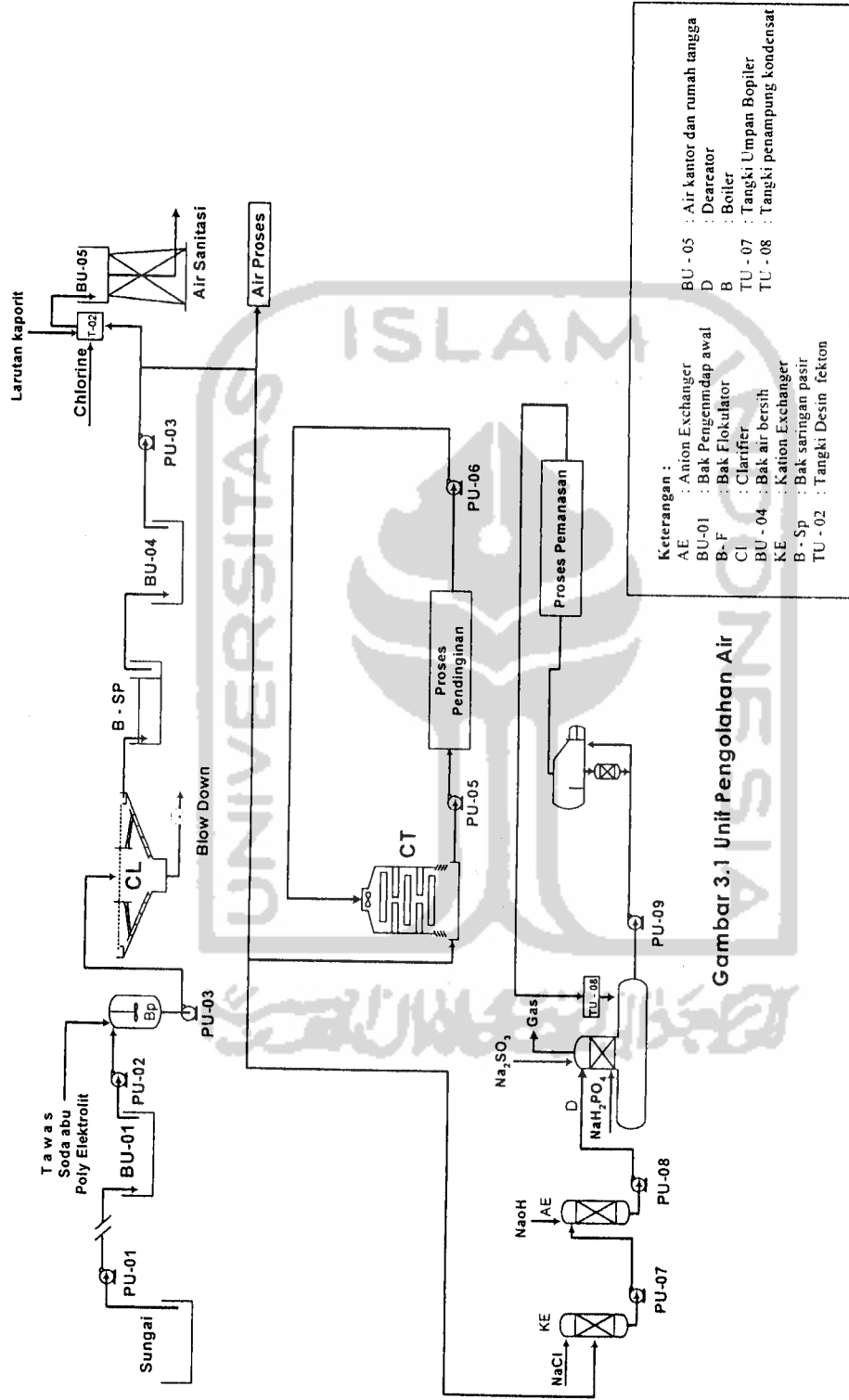
Pra rancangan pabrik Nitrobenzene itu membutuhkan air pendingin untuk penyediaan condenser, cooler, mixer, netralizer dan reaktor sebanyak 63.000 Kg/j.

Pemakaian air untuk media pendingin dikarenakan faktor-faktor:

- Mudah dalam pengaturan maupun pengolahan
- Dapat menyerap panas yang tinggi /satuan volume
- Tidak mudah menyusut secara berarti dengan adanya perubahan temperatur pendinginan

Air yang diperlukan untuk menyediakan steam sebanyak 1.780 Kg/j. sedangkan untuk keperluan kantor dan kebutuhan lainnya dibutuhkan 1.389 Kg/j sehingga kebutuhan air keseluruhan adalah 145.046 Kg/j. karena adanya air yang hilang pada saat pengolahan air, baik untuk air pendingin dan kantor maupun penyediaan steam, maka berdasarkan perhitungan diperlukan air yang tidak dapat direcycle/air make up sebanyak 141.878 Kg/j. Adapun diagram alir pada proses pengolahan air sungai untuk penyediaan air pendingin, air kantor dan penyediaan steam adalah sebagai berikut :





**Alat – alat yang digunakan dalam pengolahan air**

**1. Bak Pengendap Awal (BU- 01)**

Fungsi : mengendapkan kotoran kasar dalam air sungai sebanyak 141.878 Kg/jam, secara gravitasi dengan waktu tinggal 5 jam

Jml : 1 buah

Bahan : beton

Dimensi bak

Dibuat Bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 2,5 m dan perbandingan P/L =2

Panjang : 30 m

Lebar : 15 m

Dalam : 2,5 m

**2. Bak Flukulator (BU-02)**

Fungsi : Mencampurkan air dengan alluminium soda abu dengan pengaduk lambat sehingga terbentuk gumpalan yang mudah dipisahkan dengan waktu tinggal 1 jam.

Jml : 1 buah

Bahan : Carbon Steel

Dibuat bak dengan H/D = 1

Dimensi Bak :

Diameter : 4 m

Tinggi : 4 m

Jenis pengaduk : Axial turbin 4 blade

Power pengaduk : 9 Hp

### 3. Clarifier (CL-01)

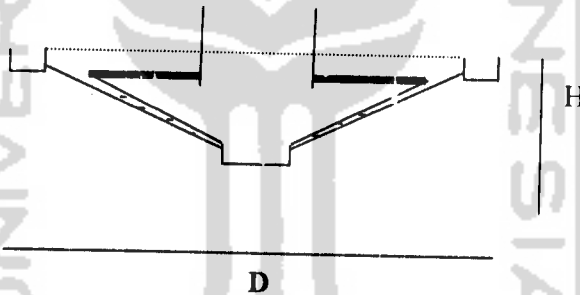
Fungsi : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dan air sebanyak 181.307 Kg/jam dengan waktu tinggal 1 jam

Jenis : Clarifier berbentuk tangki silinder tegak

Jml : 1 buah

Dimensi Clarifier :

Dengan perbandingan  $D/H = 1$



Diameter (D) : 4 m

Tinggi cone (H) : 4 m

Jenis pengaduk : Axial turbin 4 blade

Power pengaduk : 9 Hp

#### 4. Bak Saringan Pasir (BU-03)

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier

Jenis : Bak empat persegi panjang.

Jml : 1 buah

Lebar : 4,3 m

Panjang : 4,3 m

Tinggi : 4,4 m

Luas penampang saringan : 199,55 ft<sup>2</sup>

Kecepatan air yang disaring : 181.307 gpm

Diambil kecepatan penyaring : 4 gpm/ft<sup>2</sup>

Waktu tinggal : 1 jam

#### 5. Bak penampung air bersih (BU-04)

Fungsi : Menampung air bersih dari saringan pasir dengan waktu tinggal 5 jam

Jenis : Tangki silinder vertikal

Waktu tinggal : 1 jam

Bahan : Beton

Dimensi Bak

Dibuat bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman

2,5 meter dengan perbandingan P/L = 2

Panjang : 30 m

Lebar : 15 m

Dalam : 2,5 m



#### 6. Tangki larutan kaporit (TU-01)

Fungsi : Membuat larutan desin Fektin dari bahan kaporit untuk air yang digunakan dikantor dan dirumah tangga.

Jenis : Tangki slinder vertikal

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel

Dimensi Tangki dengan H/D =1

Waktu tinggal : 1 jam

Diamter : 0,63 m

Tinggi : 0,63 m

#### 7. Tangki Desinfektan (TU-02)

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

Jenis : Tangki slinder vertikal

Jml : 1 buah

Bahan : Carbon Steel

Dimensi Tangki dengan H/D=1

Waktu tinggal : 1 jam

Diamter : 1,3 m

Tinggi : 1,3 m

**8. Bak penampung air kantor dan rumah tangga (BU-05)**

Fungsi : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih sebanyak 1.389 Kg/jam selama 12 jam

Jml : 1 buah

Jenis : Bak persegi panjang

Waktu tinggal : 1 jam

Bahan : Carbon Steel

Dimensi Bak

Dibuat bak dengan P/L

Tinggi : 1,5 m

Panjang : 5,2 m

Lebar : 2,6 m

**9. Bak penampung air pendingin (BU-06)**

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin sebanyak 283.755 Kg/jam dengan waktu tinggal 2 jam

Jml : 1 buah

Bahan : beton

Dimensi bak

Dibuat Bak penampung awal yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 0.5 m dan perbandingan P/L = 2

Panjang : 52,2m

Lebar : 26,1 m

Kedalaman : 0,5 m

#### 10. Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan sebanyak  
141.878 Kg/jam untuk disirkulasi Kembali

Type : Cooling Tower Induced Draft

Jumlah air yang disirkulasi : 141.878 Kg/jam

Spesifikasi Cooling Tower

- 60 °C wet bulb teperatur
- Bagian atas tower : 39,15 Btu/lb
- Bagian bawah tower : 7,24 Btu/lb

Kapasitas : 3,5 gpm/ft<sup>2</sup>

Luas area CT : 178,5 ft<sup>2</sup>

Panjang : 13,4 ft

Lebar : 13,4 ft

Tinggi : 7,3 ft

#### 11. Pompa (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju bak pengendap awal dengan  
kecepatan 181.307,259 K g/jam

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 181.307 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 8,625 in
- Diameter dalam : 7,981 in
- Schedule Number : 40
- Luas penampang : 50 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 300

Putaran spesifik pompa (Ns) : 1.403

Total head (H) : 11 ft

BHP : 3,4 Hp

Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya: 4 Hp

## 12. Pompa (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan dari bak penampungan awal menuju Tangki Flokulasi dengan kecepatan 181.307,259 Kg/j

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 181.307 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 8,625 in
- Diameter dalam : 7,981 in

- Schedule Number : 40
  - Luas penampang : 50 in<sup>2</sup>
- Putaran (N) : 300
- Putaran spesifik pompa (Ns) : 1.402
- Total head (H) : 11 ft
- BHP : 3,2 Hp
- Effisiensi : 80%
- Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 4 Hp

### 13. Pompa (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari Tangki Flokulator menuju Clarifier dengan kecepatan 181.307,259 Kg/j

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 181.307 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 8.625 in
- Diameter dalam : 7,981 in
- Schedule Number : 40
- Luas penampang : 50 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 300

Putaran spesifik pompa (Ns) : 1.134

Total head (H) : 14,62 ft

BHP : 4,3 Hp

Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 5 Hp

#### 14. Pompa (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih menuju proses demineralisasi dan kebutuhan kantor serta air pendingin

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 181.307 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 8,625 in
- Diameter dalam : 7,981 in
- Schedule Number : 40
- Luas penampang : 50 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 500

Putaran spesifik pompa (Ns) : 1.070

Total head (H) : 42 ft

BHP : 1,3 Hp

Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 2 Hp

**15. Pompa (PU-05)**

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Cooling Tower Pendingin proses

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 141.877 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 8,625 in
- Diameter dalam : 7,981 in
- Schedule Number : 40
- Luas penampang : 50 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 500

Putaran spesifik pompa (Ns) : 1.256

Total head (H) : 21,4 ft

BHP : 4,78 Hp

Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 5 Hp

**16. Pompa (PU-06)**

Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses Menuju Cooling Tower dengan kecepatan 283.754,96 Kg/jam

Type : Centrifugal pump

Jml : 4 buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 283.755 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 10,75 in
- Diameter dalam : 10,62 in
- Schedule Number : 40
- Luas penampang : 78,8 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 300

Putaran spesifik pompa (Ns) : 1.368

Total head (H) : 15 ft

BHP : 6,9 Hp

Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 7 Hp

### 3.4.2 Pengadaan Steam

Untuk mendapatkan steam sejumlah 1.780 Kg/j pada pabrik nitrobenzene harus dilakukan demineralisasi dan daerasi untuk menghilangkan larutan garam dan asam yang merusak Steel pada sistem steam serta melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air. Alat-alat yang digunakan meliputi :

#### 1) Kation Exchanger (KE -01)

Fungsi : Mengikat ion-ion positif yang ada dalam air

Alat : Slinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion



Jml : 2 tangki yang bekerja bergantian

Luas Penampang : 1,6 ft<sup>2</sup>

Diameter : 0,4 m

Tinggi : 1,9 m

Resin

- Jenis : Synthetic gel zeolit
- Kapasitas resin : 1.000 grain/ft<sup>3</sup>
- Volume bak resin : 97.973,99 resin
- Kandungan grain harness dalam air : 4.702,75 grain/jam
- Waktu operasi : 21 jam

## 2) Tangki larutan NaCl (TU-03)

Fungsi : Membuat Larutan NaCl jenuh sebanyak 5 % yang digunakan untuk meregenerasi Kation Exchanger

Alat : Slinder tegak

Jml : 1 buah

Di buat tangki dengan D/H = 1

Diameter : 2,8 ft  
: 0,85 m

Tinggi : 2,8 ft  
: 0,85 m

**3) Anion Exchanger (AE-01)**

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion  $\text{ClSO}_4\text{NO}_3$

Alat : Slinder Tegak

Jml : 2 tangki yang bekerja bergantian

Luas penampang : 1,6 ft<sup>2</sup>

Diameter : 0,4 m

Tinggi : 1.9 m

Resin

Jenis : Doulit A-2

Kapasitas resin : 29.392,2 grain

Waktu oprasi anion : 7 jam

**4) Tangki Pelarut NaOH (TU-04)**

Fungsi : Membuat larutan NaOH 5% yang digunakan regenerasi Anion Exchanger

Jenis : Tangki slinder tegak

Jml : 1 Buah

Dibuat tangki dengan D/H = 1

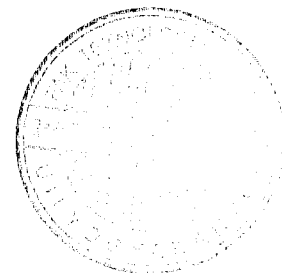
Diameter : 0,6 m

Tinggi : 0,6 m

**5) Daerator ( D-01)**

Fungsi : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air dengan waktu tinggal 1 jam

Alat : Tangki Slinder tegak



Jml : 1 buah

Dibuat tangki dengan  $D/H = 1$

Diameter : 1,1 m

Tinggi : 1,1 m

Kecepatan putaran : 45 Rpm

Power motor : 0,03 Hp

**6) Tangki pelarut  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  (TU-05)**

Fungsi : melarutkan  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  dan mencegah kerak dalam heater

Jenis : Tangki silinder tegak

Jml : 1 Buah

Dibuat tangki dengan  $D/H = 1$

Diameter : 0,3 m

Tinggi : 0,3 m

**7) Tangki Pelarut  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$  (TU-06)**

Fungsi : Melarutkan  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$  yang berguna untuk mencegah adanya kerak dalam alat proses

Jenis : Tangki Slinder tegak

Jml : 1 buah

Dibuat tangki dengan  $D/H = 1$

Diameter : 0,3 m

Tinggi : 0,3 m

**8) Tangki air umpan boiler (TU-07)**

Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam didalam Boiler dengan waktu tinggal 1,5 jam

Jenis : Tangki Slinder tegak

Dibuat tangki dengan D/H = 1

Diameter : 1,3 m

Tinggi : 1,3 m

**9) Tangki Penampung kondensat (TU-08)**

Fungsi : Menampung condensate dari alat proses setelah disirkulasi menuju tangki boiler

Jml : 1 buah

Waktu tinggal : 1,5 jam

Diameter : 1,2 m

Tinggi : 1,2 m

**10) Boiler (BLU-01)**

Fungsi : Menghasilkan Steam untuk alat-alat proses

Jenis : Boiler Feed Water

Panas yang diperlukan : 5.801.355,236 Btu/j

Luas transfer panas yang dibutuhkan : 1.160,3 ft<sup>2</sup>

Kebutuhan bahan bakar : 229,2 lt/jam

Kebutuhan udara : 10 m<sup>3</sup>/jam

**11) Pompa (PU-07)**

Fungsi : Mengalirkan air dari Kasting Exchanger menuju Anion Exchanger

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 Buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 181.307 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 8,625 in
- Diameter dalam : 7,981 in
- Schedule Number : 40
- Luas penampang : 50 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 300

Putaran spesifik pompa (Ns) : 1.323

Total head (H) : 11 ft

BHP : 3,6 Hp

Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 4 Hp

**12) Pompa (PU-08)**

Fungsi : Mengalirkan air dari Anion Exchanger menuju Daerator

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 Buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 1.780 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 1,05 in
- Diameter dalam : 0,824 in
- Schedule Number : 40
- Luas penampang : 0,534 in<sup>2</sup>

Putaran (N) : 3.000

Putaran spesifik pompa (Ns) : 876

Total head (H) : 20 ft

BHP : 0,084 Hp

Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 1 Hp

**13) Pompa (PU-09)**

Fungsi : Mengalirkan air dari Daerator menuju Boiler

Type : Centrifugal pump

Jml : 1 Buah

Bahan pipa : Carbon Steel

Kapasitas : 890 Kg/j

Ukuran pipa

- Diameter luar : 0,84 in
- Diameter dalam : 0,622 in
- Schedule Number : 40

- Luas penampang : 0,304 in<sup>2</sup>
- Putaran (N) : 3.000
- Putaran spesifik pompa (Ns) : 724
- Total head (H) : 16,88 ft
- BHP : 0,042 Hp
- Effisiensi : 80%

Digunakan motor standar 3 phase dengan daya 1 Hp

### 3.4.3 Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang diperlukan untuk menyediakan steam adalah fuel oil sebanyak 5.501 lt/th sedangkan kebutuhan udara 10 m<sup>3</sup>/jam untuk menyimpan bahan bakar disimpan dalam tangki bahan bakar Boiler. Jenis alat adalah tangki silinder vertikal dengan perbandingan H/D = 1 adapun ukuran tangki adalah diameter 5 m dan tinggi 5 m

### 3.4.4 Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan adalah :

Kebutuhan listrik untuk proses	: 35,6 Kw
Kebutuhan listrik untuk utilitas	: 15 Kw
Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC	: 10 Kw
Kebutuhan listrik untuk laboratorium	: 50 Kw
Total kebutuhan listrik	: 213,61 Kw

Listrik sebesar ini dipenuhi oleh PLN sebesar 300 Kw masih ada generator sebagai cadangan dengan daya 69 Kw dengan bahan bakar diesel oil. Kebutuhan minyak diesel yang diperlukan selama 1 tahun sebanyak 5.501 lt/th

### **3.5 ORGANISASI PERUSAHAAN**

#### **3.5.1 Bentuk Perusahaan**

Pabrik Nitrobenzene yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk:

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri Nitrobenzene
- Lokasi perusahaan : Cilacap

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah di dasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. tanggung jawab memegang saham terbatas, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
3. pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan.



5. efisiensi dari manajemen para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris.
6. lapangan usaha luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

### 3.5.2 Struktur Organisasi

salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan sebagai pedoman antara lain :

- perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- pendelegasian wewenang
- kesatuan perintah dan tanggung jawab
- sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman pada azas-azas tersebut diatas diperoleh struktur organisasi yang baik, yaitu sistem lini dan staff. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan parktis. 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. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri

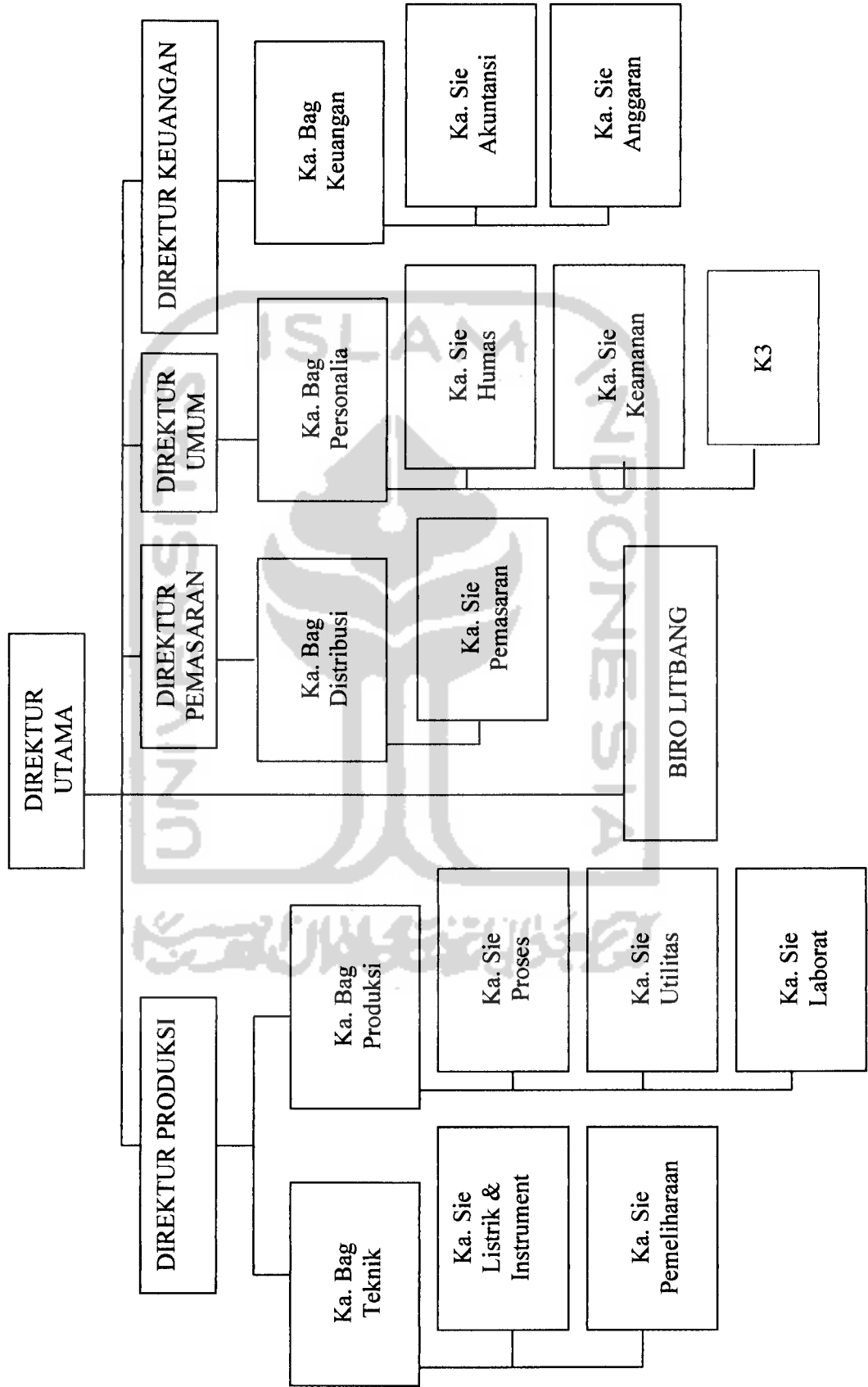
atas orang-orang yang ahli dalam bidang tertentu. Staff ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam mempelajari organisasi lini dan staff ini :

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-hari diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang direktur utama yang dibantu oleh direktur teknik serta direktur keuangan dan umum. Dimana direktur teknik membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan direktur keuangan dan umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. masing-masing kepala bagian membawa beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi karyawan perusahaan masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, yang mana setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Gambar 3.2 STRUKTUR ORGANISASI



### 3.5.3 Tugas dan Wewenang

#### A. Pemegang saham

pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi sebuah perusahaan. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham.

Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

- mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
- mengangkat dan memberhentikan direktur
- mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### B. Dewan komisaris

dewan komisaris merupakan pelaksana tugas harian dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi :

- menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
- mengawasi tugas-tugas direksi
- membantu direksi dalam hal-hal yang penting.

#### C. Dewan direksi

direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama

bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur produksi serta direktur keuangan dan umum. Tugas direktur utama antara lain :

- melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab atas pekerjaan pada 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 bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur produksi adalah :

- Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi teknik dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas direktur keuangan dan umum adalah :

- Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang keuangan dan pelayanan umum
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### D. Staff ahli

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

Tugas dan wewenang staff ahli antara lain :

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

#### E. Research and Development

Penelitian dan pengembangan terdiri atas ahli-ahli/sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Research and development :

##### ➤ Kepala bagian produksi

Bertanggung jawab kepada direksi produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi :

- Seksi pengendalian
- Seksi laboratorium
- Seksi proses

Tugas seksi pengendalian adalah :

- Menanyai dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan bangunan.

- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi.
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bangunan
- Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi.

Tugas seksi proses adalah :

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

➤ Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pemasaran membawahi :

- Seksi pembelian
- Seksi pemasaran

Tugas seksi pembelian adalah :

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

Tugas seksi pemasaran adalah :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

➤ Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik adalah :

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

Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas.

Tugas seksi pemeliharaan adalah :

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

Tugas seksi utilitas adalah :

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

➤ Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan ini bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian ini membawahi :

- Seksi administrasi
- Seksi kas

Tugas seksi administrasi adalah :

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



Tugas seksi kas adalah :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan.
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, humas dan keamanan

Kepala bagian umum membawahi :

- Seksi personalia
- Seksi keamanan

Tujuan seksi personalia

- 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.

Tugas seksi humas adalah :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

Tugas seksi keamanan adalah :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.

- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan lingkungan pabrik.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan kultur perusahaan.

#### F. Kepala Seksi

kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing. Agar memperoleh hasil maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### 3.5.4 Pembagian Jam Kerja

pabrik Nitrobenzene direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan dan shutdown. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

##### 1. karyawan golongan shift

karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, serta bawahan yang berada dikantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

### jam kerja

- Hari senin-jum'at : pukul 07.00-15.30
- Hari sabtu : pukul 07.00-13.00

### Jam istirahat

- Hari senin-kamis : pukul 12.00-13.00
- Hari jum'at : pukul 11.00-13.00

### 2. karyawan shift

karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dan kelancaran produksi yang termasuk karyawan shift, ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebaagi berikut :

- Shift pagi : pukul 07.00-15.00
- Shift siang : pukul 15.00-23.00
- Shift malam : pukul 23.00-07.00

Untuk karyawan shift ini dibagi menjadi empat regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat akan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran tiga hari kerja dan 1 hari libur, tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

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

Keterangan :

P = Shift pagi

S = Shift siang

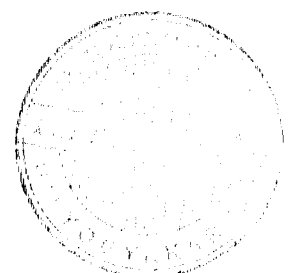
M = Shift malam

L = Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk ini kepada seluruh karyawan perusahaan diperlukan absensi disamping itu masalah absensi nantinya digunakan oleh pimpinan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawannya.

#### 3.5.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik Nitrobenzene ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada sistem karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status, karyawan pabrik ini dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :



1. Karyawan tetap

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

2. Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

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

### 3.5.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

A. Penggolongan jabatan

- |                        |                          |
|------------------------|--------------------------|
| a. Dir utama           | : Sarjana Teknik         |
| b. Dir produksi        | : Sarjana Teknik Kimia   |
| c. Dir keuangan umum   | : Sarjana Ekonomi        |
| d. Kep. Bag. Produksi  | : Sarjana Teknik Kimia   |
| e. Kep. Bag. Teknik    | : Sarjana Teknik Mesin   |
| f. Kep. Bag. Pemasaran | : Sarjana Ekonomi        |
| g. Kep. Bag. Keuangan  | : Sarjana Ekonomi        |
| h. Kep. Bag. Umum      | : Sarjana Sosial Politik |
| i. Kep.seksi           | : Sarjana Muda/DIII      |
| j. Operator            | : STM/SLTA/SMU           |
| k. Sekretaris          | : Akademik Sekretaris    |

- l. Dokter : Sarjana Kedokteran
- m. Perawat : Akademik Keperawatan /SPK
- n. Lain-lain : SMU/SLTA

**B. Jumlah karyawan dan gaji**

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

Tabel 3.1. perincian jumlah karyawan

No.	Jabatan	Jmlh	Prasyarat
1	Dir. Utama	1	Sarjana Teknik Kimia + pnglmn > 4th
2	Dir. Produksi	1	Sarjana Teknik Kimia + pnglmn > 2-3th
3	Dir. Keuangan dan umum	1	Sarjana Ekonomi
4	Staff ahli	3	Sarjana Teknik Kimia
5	Research and development	2	Sarjana Teknik Kimia
6	Sekretaris	3	Akademi Sekretaris
7	Kepala bagian produksi	1	Sarjana Teknik Kimia
8	Kepala bagian pemasaran	1	Sarjana Ekonomi
9	Kepala bagian teknik	1	Sarjana Teknik Mesin
10	Kepala bagian umum	1	Sarjana Sosial Politik
11	Kepala bagian keuangan	1	Sarjana Ekonomi
12	Kepala seksi proses	1	Sarjana Muda Kimia / DIII
13	Kepala seksi pengendalian	1	Sarjana Muda Kimia / DIII
14	Kepala seksi laboratorium	1	Sarjana Muda Kimia / DIII
15	Kepala seksi penjualan	1	Sarjana Ekonomi / DIII
16	Kepala seksi pembelian	1	Sarjana Ekonomi / DIII
17	Kepala seksi pemeliharaan	1	Sarjana Teknik Mesin
18	Kepala seksi utilitas	1	Sarjana Teknik Lingkungan/ DIII
19	Kepala seksi administrasi	1	Sarjana Administrasi Negara
20	Kepala seksi kas	1	Sarjana Ekonomi / DIII
21	Kepala seksi personalia	1	Sarjana Psikologi
22	Kepala seksi humas	1	Sarjana Komunikasi
23	Kepala seksi keamanan	1	Sarjana Muda / DIII
24	Karyawan proses	88	Sarjana Muda / DIII
25	Karyawan pengendalian	24	Sarjana Muda / DIII
26	Karyawan laboratorium	18	Sarjana Muda / DIII
27	Karyawan penjualan	10	Sarjana Muda / DIII
28	Karyawan pembelian	9	Sarjana Muda / DIII
29	Karyawan pemeliharaan	7	Sarjana Muda / DIII
30	Karyawan utilitas	12	Sarjana Muda / DIII
31	Karyawan adminitrasi	4	Sarjana Muda / DIII

## 2. Cuti

- cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun
- cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

## 3. Pakaian

- pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah tiga pasang untuk setiap tahunnya.

## 4. Pengobatan

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

### 3.6 TATA LETAK PABRIK

#### 3.6.1 Pemilihan Lokasi Pabrik

Ketetapan memilih lokasi pabrik akan sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik tersebut secara teknis dan ekonomis dimasa-masa mendatang. Banyak factor yang harus dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik , adapun factor-faktor yang paling penting adalah :

### 1. Sumber bahan baku

Bahan baku pembuat nitrobenzene yaitu asam campuran. Dimana bahan baku benzene didatangkan dari Pertamina Cilacap, sedangkan untuk  $\text{HNO}_3$  diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia di Cikampek dan untuk  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dapat diperoleh dari PT. Petro Kimia Gresik.

### 2. Pemasaran dan Distribusi Produk

Berdasarkan kegunaan dari Nitrobenzene dapat didistribusikan ke pabrik peptisida, industri pharmacy, industri foam, photographic dan Dyes Intermediate. Dengan komposisi sebagai berikut:

- Pemenuhan Kebutuhan Dalam Negeri sebesar 65 % yang didistribusikan ke pabrik peptisida sebesar 15 %, industri pharmacy sebesar 25 %, industri foam sebesar 10 %, photographic sebesar 5 %, dan Dyes Intermediate sebesar 10 %.
- Pemenuhan Kebutuhan Luar Negeri ( ekspor ) sebesar 45 % yang didistribusikan ke Negara Amerika Serikat sebesar 20 %, Singapura sebesar 10 %, Jerman sebesar 15 %.

### 3. Fasilitas transportasi

Tersedianya sarana transportasi melalui pelabuhan Tanjung Intan Cilacap, sehingga pemasaran produk yang sebagai komoditi ekspor tidak mengalami kesulitan.



#### 4. Tenaga kerja

Jawa tengah merupakan daerah industri yang tingkat kepadatan penduduk tinggi sehingga dapat dijamin penyediaan tenaga kerja yang cukup.

#### 5. Utilitas

Fasilitas utilitas yang meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik .  
Kebutuhan listrik dapat memanfaatkan listrik PLN yang sudah masuk kelokasi pabrik dan untuk sarana lain seperti air juga tersedia didaerah Cilacap

#### 3.6.2 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

Tata letak merupakan suatu pengaturan yang optimal dari perangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja dan keselamatan proses. Untuk mendapatkan kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik ini adalah :

- ❖ Pabrik nitrobenzene merupakan pabrik baru atau bukan penmgembangan sehingga dalam penentuan lay out tidak dibatasi bangunan yang ada.
- ❖ Berdasarkan tata penggunaan nitrobenzene yang terus meningkatkan dari tahun ke tahun maka pengembangan pabrik dimasa mendatang sangat diperlukan, untuk itu areaperluasan pabrik perlu disediakan.

- ❖ Faktor keamanan terutama bahaya kebakaran. Maka dalam perancangan lay out selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber bahan yang mudah terbakar dan meledak. Mengelompokkan unit-unit proses yang satu dengan yang lainnya agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.
- ❖ System konstruksi yang direncanakan adalah out door untuk menekan biaya bangunan gedung sedangkan jalannya proses dalam pabrik tidak dipengaruhi perubahan musim.

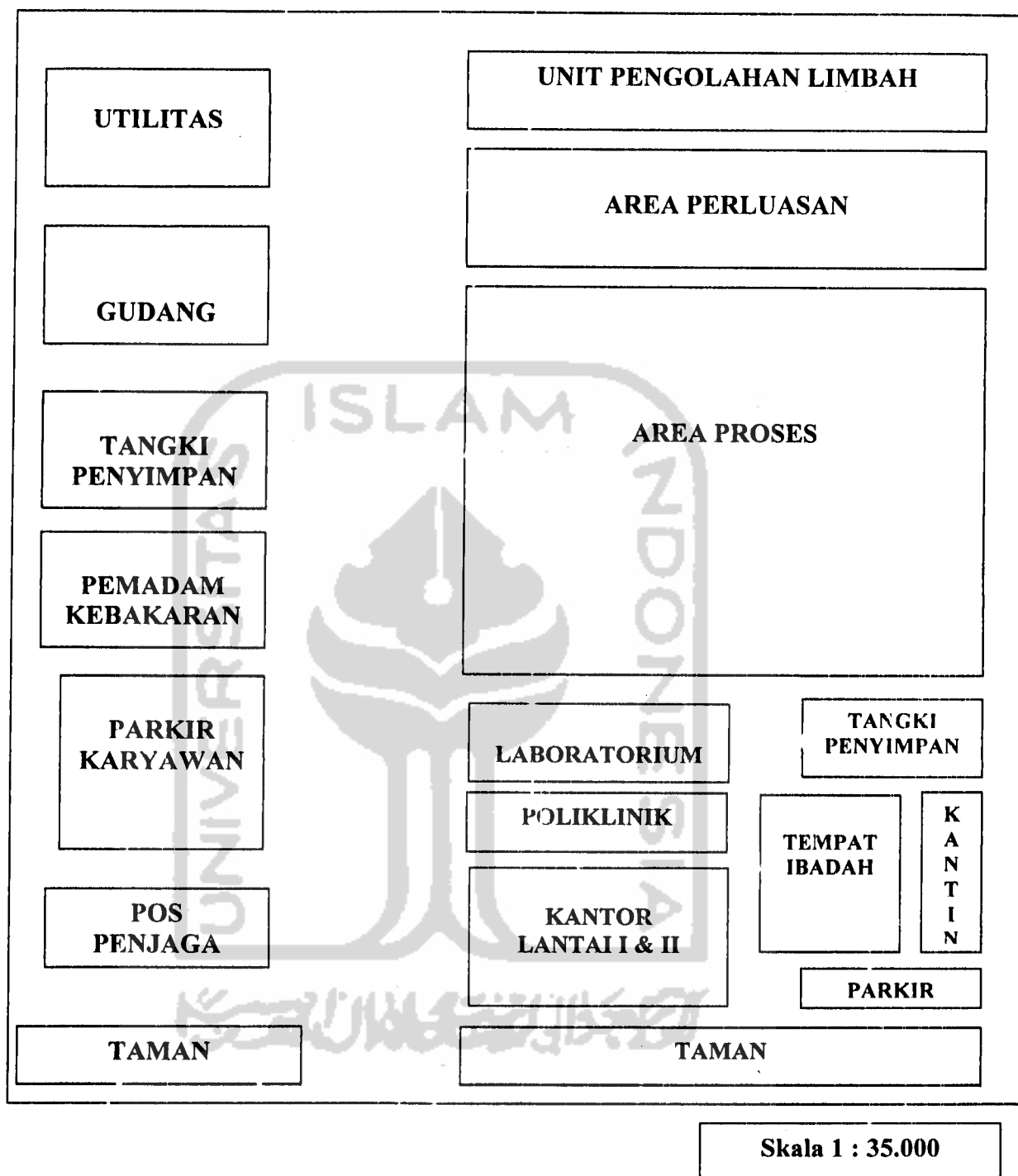
Secara garis besar lay out dapat dibagi menjadi beberapa daerah utama :

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

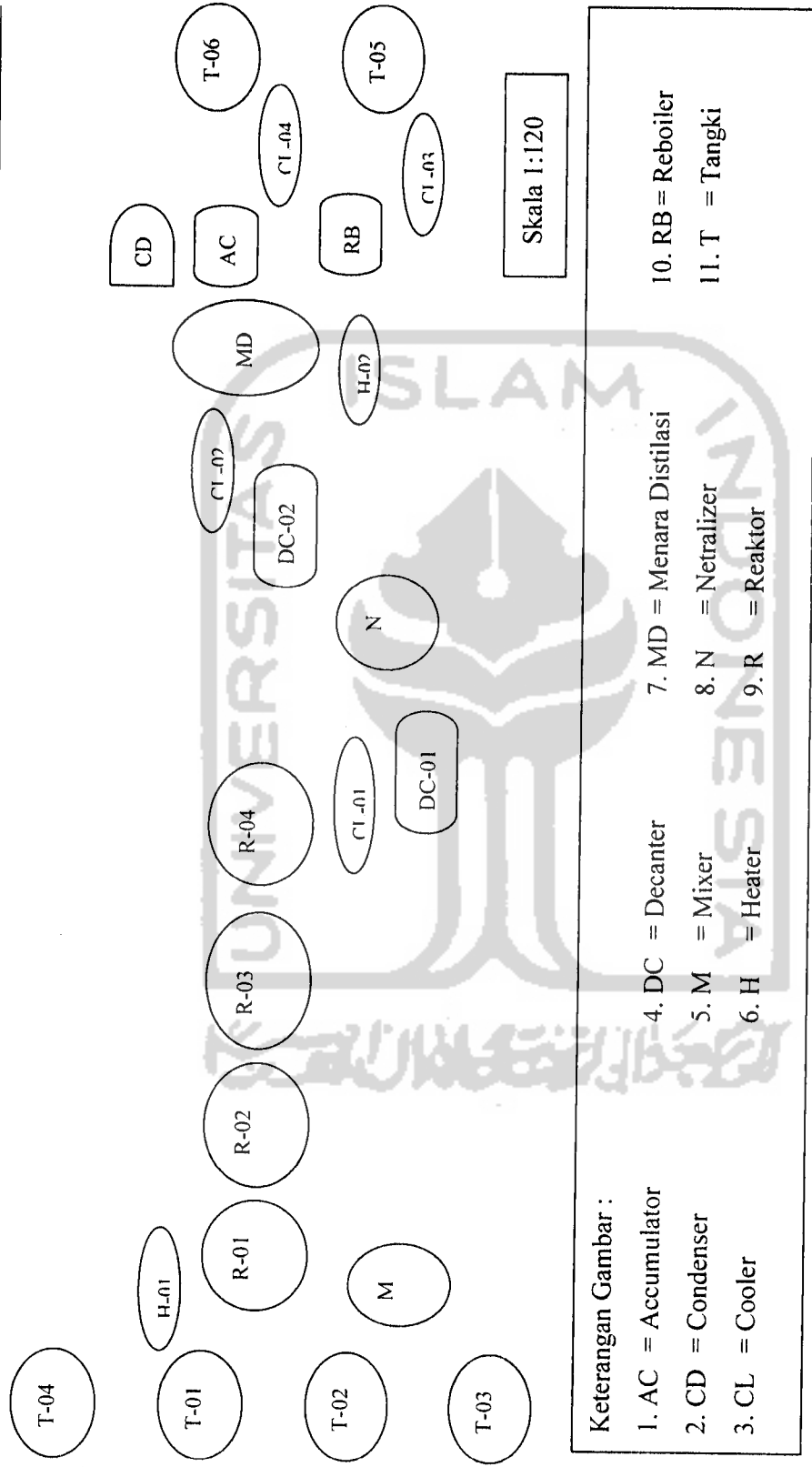
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik seperti pada tabel 2.1. dibawah ini.

Table 3.3 perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik

No	Lokasi	Ukuran	Luas, m <sup>2</sup>
1	Pos keamanan	10 x 5	50
2	Parkir tamu	50 x 10	500
3	Jalan/taman		8.500
4	Parkantoran	50 x 40	2.000
5	Laboratorium	20 x 50	1.000
6	Poliklinik	20 x 15	300
7	Tanki penyimpanan	60 x 20	1.200
8	Masjid	20 x 20	400
9	Kantik	25 x 10	250
10	Unit pengolahan limbah	30 x 15	450
11	PMK	30 x 25	750
12	Bengkel	20 x 20	400
13	Gudang	40 x 20	800
14	Daerah proses	160 x 125	15.000
15	Perluasan	50 x 100	500
16	Utilitas	40 x 40	1.600
17	Tempat parker karyawan		1.200
	Total		35.000



**Gambar 3.3 Tata Letak Pabrik**



Gambar 3.4 Tata Letak Alat Pabrik

### 3.7 EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi prarancangan pabrik Nitrobenzene dari asam nitrat dan benzene meliputi penaksiran harga alat, penentuan biaya, analisa keuntungan dan analisa kelayakan. Analisa ekonomi dimaksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak dan layak didirikan atau tidak.

#### 3.7.1 Penaksiran harga alat

harga alat proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan Rasio Indeks harga

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga alat pada saat sekarang adalah

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

Dimana :

$E_x$  = Harga alat pada tahun x

$E_y$  = Harga alat pada tahun y

$N_x$  = Indeks harga pada tahun x

$N_y$  = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat ditentukan dengan persamaan

$$E_b = E_a \left[ \frac{C_b}{C_a} \right]^x$$

Dimana :  $E_a$  = harga alat a  
 $E_b$  = harga alat b  
 $C_a$  = Kapasitas alat a  
 $C_b$  = Kapasitas alat b  
 $X$  = eksponen

Besarnya harga eksponen  $x$  bermacam-macam tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga  $x$  dapat dilihat pada Peter and Timmerhaus sedangkan alat yang tidak diketahui harga eksponennya diambil harga  $x$  estimasi yaitu 0,6.

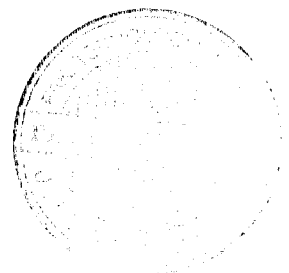
### 3.7.2 Perhitungan Biaya

Perhitungan biaya prarancangan pabrik Nitrobenzene dengan kapasitas 125.000 ton/tahun meliputi Fixed Capital Investment, Manufacturing Cost, Working Capital dan General Expense.

#### A. Fixed Capital Investment

Merupakan modal tetap yaitu modal yang dibutuhkan untuk membangun pabrik dan fasilitas-fasilitasnya. Fixed Capital terdiri dari :

- a. Purchased equipment
- b. Equipment instalasion
- c. Piping
- d. Instrumentation
- e. Insulation
- f. Electrical



- g. Building
- h. Land and Yard Improvement
- i. Utilitas  
Physical Plant Cost (PPC)
- j. Engineering and Construction  
Direct Plant Cost (DPC)
- k. Contractor's Fee
- l. Contingency  
Fixed Capital (FC)

#### B. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah direc, inderec dan fixed manufacturing cost yang berkaitan dengan produk.

1. Direc Manufacturing Cost adalah biaya secara spesifik dibutuhkan pada pembuatan suatu produk meliputi:
  - Bahan baku
  - Labour
  - Supervisor
  - Maintenance
  - Plant Suplies
  - Royalties and Pattens
  - Utilitas
2. Inderec Manufacturing Cost adalah biaya –biaya yang dikeluarkan sebagai akibat tidak langsung dari proses produksi meliputi :



- Payroll Over head
- Laboratory
- Plant Overhead
- Packaging and Shipping

### C. Working Capital

Working Capital atau modal kerja adalah modal yang dibutuhkan untuk menjalankan pabrik secara normal. Modal kerja ini meliputi :

Raw Material Inventori yaitu saat pabrik berjalan dan tetap mempunyai persediaan bahan baku untuk satu bulan

1. In Procces Inventori yaitu pada saat pabrik mempunyai bahan-bahan yang sedang proses.
2. Product Inventori yaitu pada saat pabrik mempunyai produk-produk yang disimpan dalam gudang
3. Extended Cash yaitu pada saat pabrik mempunyai produk-produk yang sudah didistribusi kepenjual akan tetapi belum dijual.
4. Available Cash yaitu pada saat pabrik mempunyai uang untuk menggaji pegawai

### D. General Expense

General Expense adalah Pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan tidak termasuk dalam manufacturing. Yang termasuk General Expense

1. Administrasi
2. Sales untuk biaya iklan dan promosi

3. Research
4. Finance untuk membayar bunga pinjaman bank atau deviden bagi para pemegang saham

### 3.7.3 Analisa keuntungan dan kelayakan

Keuntungan diperoleh berdasarkan selisih total sales dengan total biaya produksi baik sebelum pajak maupun sesudah pajak. Sedangkan analisa kelayakan diperoleh dengan beberapa cara :

#### 1. Return of Investment (ROI)

ROI adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah diketahui

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investasi}} \times 100\%$$

#### 2. Pay Out Time (POT)

POT adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan sesuatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

#### 3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik impas yaitu suatu kondisi diman

a pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian

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

Dimana :

Fa = Fixed Expense meliputi biaya depresiasi, property taxes dan insurance

Ra = Regulated Expense meliputi biaya labour, Plant and payroll overhead, supervision, Laboratory, General Expense, maintenance dan plant supplies

Va = Variable Expense meliputi raw material, packaging and shipping, utility, royalties, and patten

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

SDP adalah titik penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan

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

Penyebab antara variable cost yang selalu tinggi atau keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu produksi sehingga tidak menghasilkan untung

#### 5. Discounted Cost Flow Rate (DCFR)

DCFR adalah menghitung nilai uang setiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik. DCFR dihitung dengan persamaan :

$$(WC + FCL) \cdot (1 + I)^n / CF = \sum (1 + I)^{N-1} + (WC + SV)$$

Dimana :

WC= Working kapital

FCL = Fixed Capital Invstasi

CF = Annual Cash Flow

i = Discounted Cash Flow

n = Umur pabrik

### 3.7.4 Hasil perhitungan

➤ Harga alat diambil

a. Aries and Newton

b. Peter and Timmerhaus

c. Ulrich

➤ Harga dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat

Harga dalam dollar dibulatkan dalam satuan terdekat

Kurs dollar Maret 2002 \$ 1 = Rp 11.000

#### I. PHYSYCAL PLANT COST

Rupiah : 34.510.058.503,65

Dolar : 4.906.848,66

#### DIRECT PLANT COST

Rupiah : 41.412.070.204,38

Dolar : 5.888.218,39

FIXED CAPITAL INVESMENT : Rp. 785.592.346.248

#### II. MANUFACTURING COST

A. Direct Manufacturing cost . Rp. 480.040.922.988,09

B. Inderect Manufacturing cost : Rp. 45.601.228.692,00

C. Fixed Manufacturing cost : Rp. 94.271.081.549,72

MANUFACTURING COST	: Rp. 619.913.233.229,81
III. WORKING CAPITAL	Rp. 258.253.946.742,00
IV. GENERAL EXPENSE	Rp. 417.892.357.762,00

#### Analisa keuntungan

##### a. keuntungan sebelum pajak

Total sales : Rp. 1.437.500.156.400

Total biaya produksi : RP. 1.037.805.590.992

Keuntungan : Rp. 399.694.565.408

##### b. Keuntungan sesudah pajak

Pajak : 50%

Keuntungan : Rp. 199.847.282.704

#### Analisa kelayakan

##### 1. Return of Invesment

a. Sebelum pajak : 50,88 %

b. Sesudah pajak : 25,44 %

##### 2. Pay Out Time

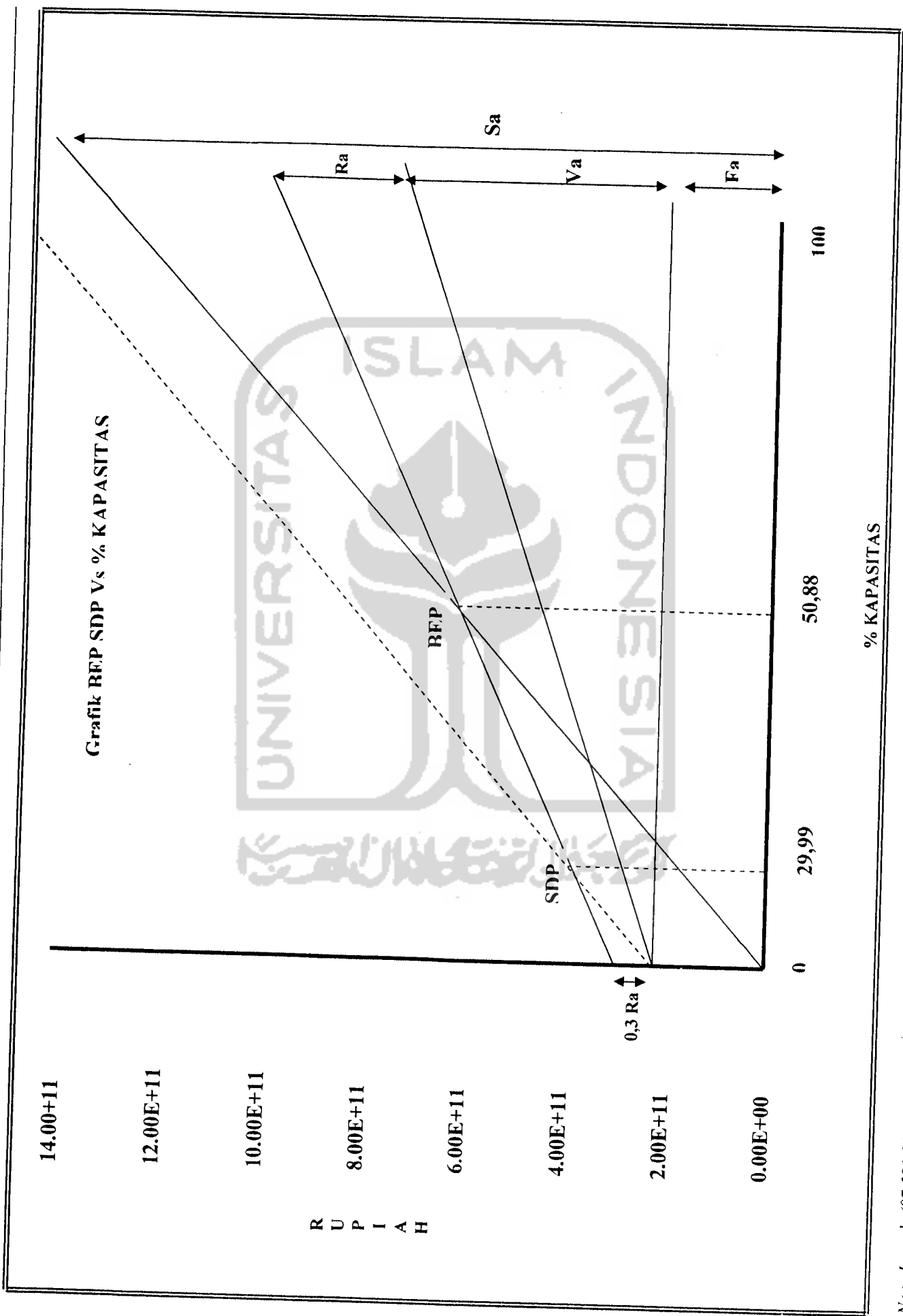
a. Sebelum pajak : 1,98 th

b. Sesudah pajak : 3,89 th

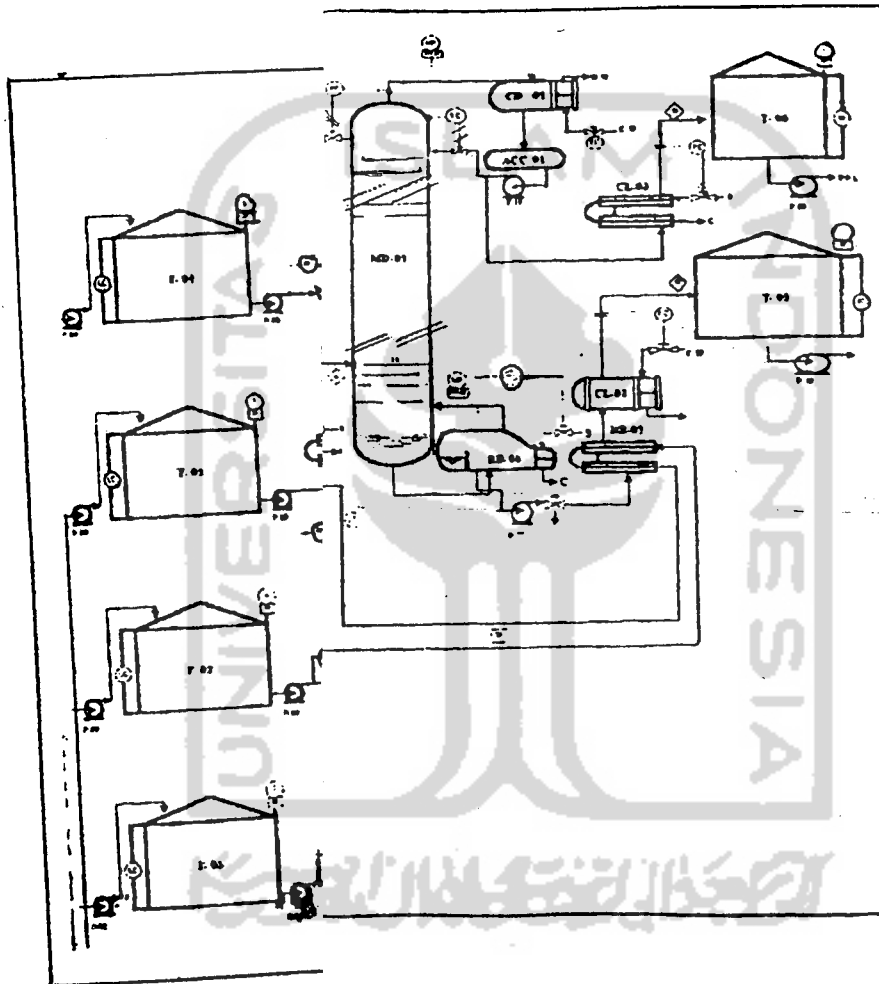
3. Break Even Point : 50,88 %

4. Shut Down Point : 29,99 %

5. Discount Cash Flow Rate : 26,64 %



Gambar 3.5 Grafik BEP dan SDP



NOLARUS	1	2
KOMPONEN		
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	10197,5249	
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	5,1013	
HNO <sub>3</sub>		8226,5301
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		
NaOH		427,092
H <sub>2</sub> O		
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>		
NaN <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		



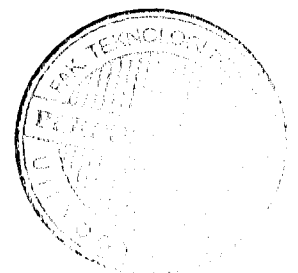
FLUWID-SHEET DIAGRAM PABRIK NITROBENZENE  
DENGAN PROSES MONTINYU  
KAPASITAS PRODUKSI 125.000 TUN/TAMUN

DIKERJAKAN OLEH  
**Noor Iwandy (97521014)**

JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
2007

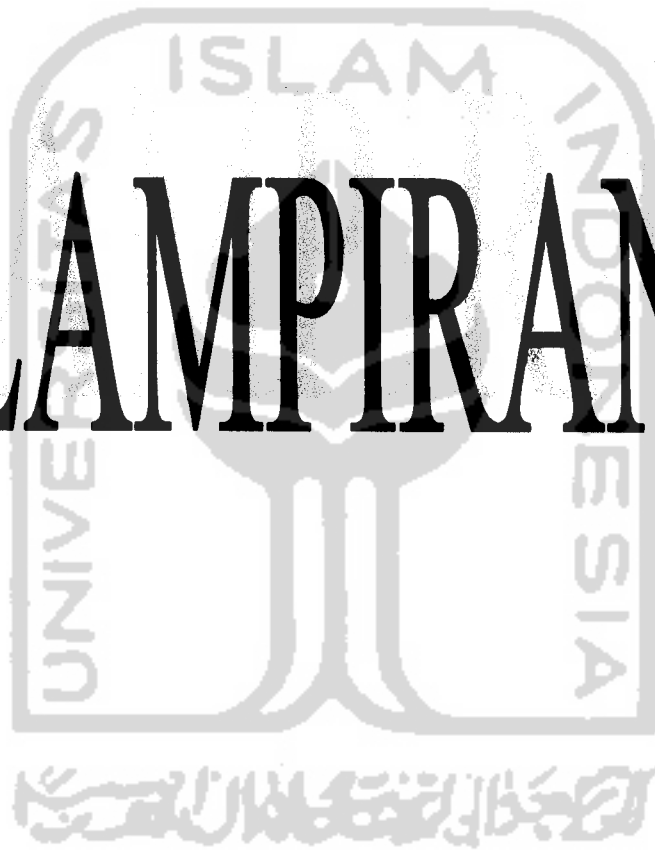
## DAFTAR PUSTAKA

- Aries R.S & Newton R.D 1954, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc Graw Hill Book Co Inc, New York
- BPS 1999, "*Statistik Industri 1999, Hasil Pengolahan Data Perusahaan Industri Besar dan Sedang*", BPS, Jakarta
- Brown GG, 1978, "*Unit Operation*" John Wiley and Sons, Inc Modern Asia Edition, Tokyo
- Brownel, L.E and Young, E.H 1950, "*Proses Equipment Design*" John Wiley and Sons, Inc, New York
- Coulson, J.M and Richardson, 1983, "*Chemical Engineering Design*" vol 6. Pergaman Press, London
- Faith, W.I and Keynes, D.b 1957, "*Industrial Chemical*" John Wiley and Sons, Inc, London
- Kern, D.Q 1983, "*Proses Heat Transfer*" Internasional Student Ed. Mc Graw Hill Book Co, Tokyo
- Kirk, R.E and Othmer, D.f, 1978, "*Encyclopedia of chemical Technology*" vol 1 ed John Wiley and Sons, Inc, New York
- Levenspiel, O, 1972, "*Chemical Reaction Engineering*" 2nd ed, John Wiley and Sons, Inc, New York
- Ludwig, E.E. 1968, "*Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants*" vol 1 and 2, 2<sup>nd</sup> ed, Gulf Publishing Co, Houston
- MC. Ketta, J., 1979, "*Encyclopedia of Chemical Processing Design*".
- Perry, R.H and Green, D.W, "*Perry's Chemical Engineers Handbook*" 6<sup>th</sup> ed Mc Graw Hill Book Co, New York





# LAMPIRAN





## REAKTOR

**Tugas :** Mereaksikan Benzene ( $C_6H_6$ ) dengan asam nitrat ( $HNO_3$ ) menjadi Nitrobenzene ( $C_6H_5NO_2$ ).

**Jenis :** Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.

**Kondisi Operasi :**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 55°C

### A. MENENTUKAN KONSTANTA KECEPATAN REAKSI

*Reaksi Nitration :*



Mekanisme reaksi yang terjadi :

- 1)  $H_2SO_4 + HNO_3 \longrightarrow NO_2^+ + HSO_4^- + H_2O$
- 2)  $C_6H_6 + NO_2^+ \longrightarrow C_6H_5NO_2^+$
- 3)  $C_6H_5NO_2^+ + HSO_4^- \longrightarrow C_6H_5NO_2 + H_2SO_4$

### Kinetika Reaksi

Pada suhu 55 °C,  $\Delta G^{\circ}f$  untuk masing-masing komponen (Coulson, 1989) :

$$\Delta G^{\circ}f HNO_3 = -19,10 \text{ kkal/mol}$$

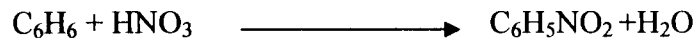
$$\Delta G^{\circ}f H_2O = -56,687 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}f C_6H_6 = 29,72 \text{ kkal/mol}$$



$$\Delta G^{\circ}f \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 34,95 \text{ kkal/mol}$$

maka



$\Delta G^{\circ}f$  reaksi, pada 298 K

$$= (\Delta G^{\circ}f \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \Delta G^{\circ}f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G^{\circ}f \text{ C}_6\text{H}_6 + \Delta G^{\circ}f \text{ HNO}_3)$$

$$= (34,95 - 56,687) - (-19,10 + 29,72)$$

$$= - 32,357 \text{ Kkal/mol.}$$

Bila  $\Delta G^{\circ}f < 0$ , maka reaksi yang terjadi adalah reaksi spontan.

$$- \Delta G = - R \cdot T \ln K \quad (\text{Smith \& Van Ness, 1975})$$

$$\ln K = \frac{\Delta G}{R \cdot T}$$

$$\ln K = \frac{32.357 \text{ cal/mol}}{1,987 \text{ cal/mol K} \times 328 \text{ K}}$$

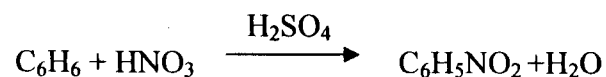
$$\ln K = 49,6474$$

$$K = 3,66 \times 10^{21}$$

Harga K = konstanta kesetimbangan

$$K = \frac{k_1}{k_2}$$

Harga K  $\gg$ , berarti harga  $k_1 \gg k_2$ , dengan kata lain reaksi nitrasi antara  $\text{C}_6\text{H}_6$  dengan  $\text{HNO}_3$ , dapat dianggap sebagai reaksi satu arah.





Dimana :

$$(-r_A) = k (C_6H_6) (HNO_3)$$

**Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi**

$$\ln k = -E/RT + A$$

$$= -E/(1,987 T) + A$$

(Hougen Watson, bagian II. 1055)

Dimana dari Hougen didapat :

$$E = 14.000$$

$$A = 26,22$$

$$T = 55^{\circ}C = 328 K$$

Sehingga :

$$\ln k = -E/ (1,987 T) + A$$

$$\ln k = -14.000/ (1,987 x 328) + 26,22$$

$$\ln k = 4,7389$$

$$k = 114,3095 \text{ lt/grmol.jam}$$

Asumsi :

- Reaktor dalam keadaan eksotermis
- Reaktor dalam keadaan steady state

$$(-r_A) = k (C_6H_6) (HNO_3)$$

$$= k (C_A) (C_B)$$



	A	+	B	→	C	-	D
Mula-mula	$CA_0$		$CB_0$		0		0
Bereaksi	$CA_0 x_A$		$CA_0 x_A$		$CA_0 x_A$		$CA_0 x_A$
Sisa	$CA_0(1-x_A)$		$CB_0 - CA_0 x_0$		$CA_0 x_A$		$CA_0 x_A$

$$M = \frac{CB_0}{CA_0}$$

$$\text{Maka } CB_0 - CA_0 x_A = CA_0 (M - x_A)$$

$$-r_A = k CA \cdot CB$$

$$= k CA_0 (1 - x_A) (CB_0 - CA_0 x_A)$$

$$= k CA_0 (1 - x_A) (CA_0 (M - x_A))$$

$$\frac{dCA}{dt} = k \cdot CA_0^2 (1 - x_A) (M - x_A)$$

$$CA_0 \frac{dx_A}{dt} = k \cdot CA_0^2 (1 - x_A) (M - x_A)$$

$$\frac{dx_A}{(1 - x_A) (M - x_A)} = k \cdot CA_0 \cdot dt$$

$$\int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(1 - x_A) (M - x_A)} = \int_0^t k \cdot CA_0 \cdot dt$$



$$\int_0^{x_A} \frac{A dx_A}{(1-x_A)} + \int_0^{x_A} \frac{B dx_A}{(M-x_A)} = \frac{1}{(1-x_A)(M-x_A)}$$

$$= \frac{A}{(1-x_A)} + \frac{B}{(M-x_A)} = \frac{A(M-x_A) + B(1-x_A)}{(1-x_A)(M-x_A)}$$

$$= \frac{AM - A x_A + B - B x_A}{(1-x_A)(M-x_A)}$$

$$AM + B = 1$$

$$-A - B = 0 \rightarrow A = -B$$

$$B = -A$$

$$AM - A = 1$$

$$A(M-1) = 1$$

$$A = \frac{1}{4}$$

$$B = -\frac{1}{4}$$

$$= \int_0^{x_A} \frac{\frac{1}{4} dx_A}{(1-x_A)} + \int_0^{x_A} \frac{-\frac{1}{4}}{4,5-x_A}$$

$$= -\frac{1}{4} \ln(1-x_A) + \frac{1}{4} \ln(4,5-x_A) \Big|_0^{0,982}$$

untuk  $x_A = 0,982$

$$= \frac{1}{4} \ln \frac{(5-x_A)}{(1-x_A)} \Big|_0^{0,982}$$



Data yang diperlukan dalam optimasi jumlah reaktor :

**Masuk Reaktor**

$$C_6H_6 = 10.197,5249 \text{ kg/j} \quad \rho_1 = 0,8424 \text{ kg/l}$$

$$C_7H_8 = 5,1013 \text{ kg/j} \quad \rho_2 = 0,8367 \text{ kg/l}$$

$$H_2SO_4 = 20.927,5089 \text{ kg/j} \quad \rho_3 = 1,8022 \text{ kg/l}$$

$$H_2O = 5.911,4459 \text{ kg/j} \quad \rho_4 = 0,9857 \text{ kg/l}$$

$$HNO_3 = 8.226,5308 \text{ kg/j} \quad \rho_5 = 1,3192 \text{ kg/l}$$

$$F_v = \frac{10.197,5249}{0,8424} + \frac{5,1013}{0,8367} + \frac{8.226,5308}{1,3192} + \frac{20.927,5089}{1,8022} + \frac{5.911,4459}{0,9857}$$

$$F_v = 35.966,8276 \text{ l/jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{F_v} = \frac{10.197,5249/78,114}{35.966,8276} \times 1.000 = 3,6296 \text{ gmol/l}$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{F_v} = \frac{8.226,5308/63,016}{35.966,8276} \times 1.000 = 3,6296 \text{ gmol/l}$$

$$\frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{3,6296}{3,6296} = 1,0$$

Hasil Hitungan	U.112/U	U.12/U	U.13/U	U.14/U	U.15/U	U.16/U	U.17/U	U.18/U	U.19/U	U.20/U	U.21/U	U.22/U	U.23/U	U.24/U	U.25/U
98%	56101,9427	3382,2106	3382,2106	1206,5751	1206,5751	1206,5751	1206,5751	669,7917	669,7917	669,7917	465,5289	465,5289	465,5289	465,5289	465,5289
92,1%															
99%															
87,14%															
74,89%															
98%															
83,14%															
83,97%															
485															
98%															
78,4%															
63,24%															
46%															
36,26%															
98%															



### C. NERACA MASSA

#### Umpan Masuk

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 10.197,5249 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 5,1013 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{HNO}_2 = 8.226,5308 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 20.927,5089 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 5.911,4459 \text{ Kg/jam}$$

#### Reaksi



Pada saat konversi  $x_A$ , maka diperoleh komposisi :

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

$$n_B = n_{A0} (M - x_A)$$

$$n_C = n_{A0} x_A$$

$$n_D = n_{A0} x_A$$

$$n_i = n_i$$

$$n_t = n_A + n_B + n_C + n_D + n_i$$

Untuk konversi  $X_A = 0,98$  maka diperoleh hasil reaksi:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 183,5523 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 5,1013 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{HNO}_2 = 148,0750 \text{ Kg/jam}$$





H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	= 20.927,5089 Kg/jam
H <sub>2</sub> O	= 8.221,0412 Kg/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	= 15.782,8331 Kg/jam
<hr/>	
Jumlah	= 45.268,1118 Kg/jam

#### D. PERHITUNGAN UKURAN REAKTOR

Asumsi yang digunakan :

- Reaksi berlangsung pada fase cair
- Reaksi eksotermis
- Proses kontinyu
- Reaksi A + B → C

$$\text{Dengan } -r_A = -\frac{dCA}{Dt} = k \cdot CA \cdot CB$$

Berdasarkan optimasi jumlah reaktor tersebut diperoleh reaktor optimal sebanyak 4 reaktor dengan masing-masing volume 669,7916988 gallon.

#### Mechanical Design Reaktor

- Perhitungan dimensi reaktor

Menghitung volume cairan dalam reaktor

$$\text{Over Design} = 20 \%$$



$$C_{Ai} = C_{A0} (1 - x_{Ai})$$

$$C_{Ai} - C_{Ai} = C_{A0} - C_{A0}x_{Ai} - C_{A0} + C_{A0}x_{Ai}$$

$$C_{Ai-1} - C_{Ai} = C_{A0} (x_{Ai} - x_{Ai-1})$$

$$\frac{V}{FV} = \frac{C_{A0} (x_{Ai} - x_{Ai-1})}{k \cdot C_{A0}^2 (1 - x_{Ai}) (M - x_{Ai})}$$

$$r = \frac{x_{Ai} - x_{Ai-1}}{k \cdot C_{A0} (M - x_{Ai} - Mx_{Ai} + x_{Ai})}$$

$$r = \frac{x_{Ai} - x_{Ai-1}}{k \cdot C_{A0} (x_{Ai}^2 - (M+1)x_{Ai} + M)}$$

$$k \cdot C_{A0} \cdot \tau (x_{Ai}^2 - (M+1)x_{Ai} + M) = x_{Ai} - x_{Ai-1}$$

$$k \cdot C_{A0} \cdot \tau x_{Ai}^2 - k \cdot C_{A0} \cdot \tau (M+1)x_{Ai} + k \cdot C_{A0} \cdot \tau \cdot M = x_{Ai} - x_{Ai-1}$$

$$k \cdot C_{Ai} \cdot \tau x_{Ai}^2 - k \cdot C_{A0} \cdot \tau (M+1)x_{Ai} - x_{Ai} - k \cdot C_{A0} \cdot \tau \cdot M - x_{Ai-1} = 0$$

$$k \cdot C_{A0} \cdot \tau \cdot x_{Ai}^2 - (k \cdot C_{A0} \cdot \tau (M+1) + 1)x_{Ai} + (k \cdot C_{A0} \cdot \tau \cdot M - x_{Ai-1}) = 0$$

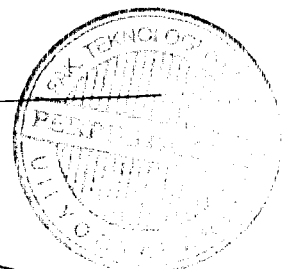
$$x_{12} = \frac{k \cdot C_{A0} \cdot \tau (M+1) + 1 \pm \sqrt{(k \cdot C_{A0} \cdot \tau (M+1) + 1)^2 - 4 \cdot k \cdot C_{A0} \cdot \tau (k \cdot C_{A0} \cdot \tau \cdot M - x_{Ai-1})}}{2 \cdot k \cdot C_{A0} \cdot \tau}$$

$$A = k \cdot C_{A0} \cdot \tau$$

$$B = A (M+1) + 1$$

$$C = MA + (x_{Ai-1})$$

$$x_{12} = \frac{B - \sqrt{B^2 - 4 \cdot AC}}{2A}$$





Data yang diperlukan dalam optimasi jumlah reaktor :

**Masuk Reaktor**

$$C_6H_6 = 10.197,5249 \text{ kg/j} \quad \rho_1 = 0,8424 \text{ kg/l}$$

$$C_7H_8 = 5,1013 \text{ kg/j} \quad \rho_2 = 0,8367 \text{ kg/l}$$

$$H_2SO_4 = 20.927,5089 \text{ kg/j} \quad \rho_3 = 1,8022 \text{ kg/l}$$

$$H_2O = 5.911,4459 \text{ kg/j} \quad \rho_4 = 0,9857 \text{ kg/l}$$

$$HNO_3 = 8.226,5308 \text{ kg/j} \quad \rho_5 = 1,3192 \text{ kg/l}$$

$$F_v = \frac{10.197,5249}{0,8424} + \frac{5,1013}{0,8367} + \frac{8.226,5308}{1,3192} + \frac{20.927,5089}{1,8022} + \frac{5.911,4459}{0,9857}$$

$$F_v = 35.966,8276 \text{ l/jam}$$

$$C_{A_0} = \frac{F_{A_0}}{F_v} = \frac{10.197,5249/78,114}{35.966,8276} \times 1.000 = 3,6296 \text{ gmol/l}$$

$$C_{B_0} = \frac{F_{B_0}}{F_v} = \frac{8.226,5308/63,016}{35.966,8276} \times 1.000 = 3,6296 \text{ gmol/l}$$

$$\frac{C_{B_0}}{C_{A_0}} = \frac{3,6296}{3,6296} = 1,0$$



Optimasi Jumlah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

	1 Reaktor		2 Reaktor		3 Reaktor			4 Reaktor				5 Reaktor				
	R1	R1	R1	R2	R1	R2	R3	R1	R2	R3	R4	R1	R2	R3	R4	R5
Kecelakaan Umpam	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276	35966,8276
Konsentrasi Yang Diinginkan	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%	98%
Konversi Awal A	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Konsentrasi Awal A	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296
Konsentrasi Akhir B	0,0726	0,2867	0,0726	0,2867	0,1482	0,1482	0,0723	0,6117	0,2204	0,1145	0,0724	0,7840	0,2952	0,1594	0,1016	0,0723
Konsentrasi Awal B	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296	3,6296
Tetapan Kocapatan Reaksi	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095	114,3095
Perbandingan (A/B)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Jumlah Reaktor	1	1	2	2	3	3	3	4	4	4	4	4	4	4	4	4
Trial Waktu Tinggal	5,9051	0,3560	0,3560	0,3560	0,1270	0,1270	0,1270	0,0705	0,0705	0,0705	0,0705	0,0490	0,0490	0,0490	0,0490	0,0490
Hasil Hitungan																
Konversi A	98%	92,1%	98%	98%	87,14%	74,69%	98%	83,14%	63,97%	48%	98%	78,4%	63,24%	48%	36,28%	98%
Volume Reaktor	56101,9427	3382,2106	3382,2106	3382,2106	1206,5751	1206,5751	1206,5751	669,7917	669,7917	669,7917	669,7917	465,5289	465,5289	465,5289	465,5289	465,5289



Perhitungan harga reaktor berdasarkan

$$Eb = Ea \left( \frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

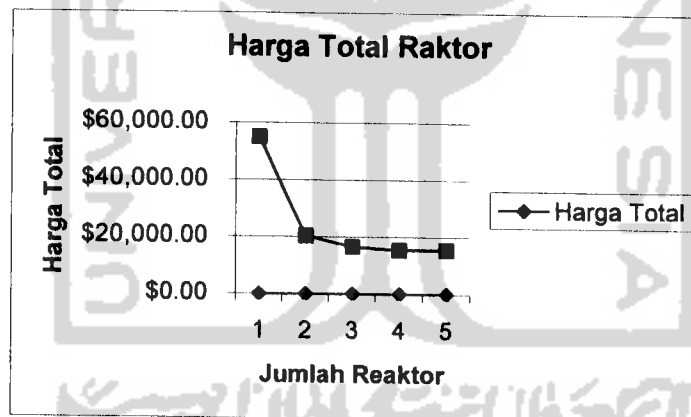
Dimana:

$Ea$  : \$ 55000

$Ca$  : 56101,9427 gallon

(Chemical Engineering Cost Estimasi, R.S.Aries.fig 44)

Jumlah Reaktor (n)	Volume (Cb)	Eb	Harga Total
1	56101,9427	\$55000	\$55000,00
2	3382,2106	\$10194	\$20395,12
3	1206,5751	\$5494	\$16482,76
4	669,7917	\$3860	\$15438,31
5	465,5289	\$3103	\$15513,65



Grafik hubungan antara harga Total dengan Reaktor Jumlah Reaktor



### C. NERACA MASSA

#### Umpan Masuk

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 10.197,5249 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 5,1013 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{HNO}_2 = 8.226,5308 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 20.927,5089 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 5.911,4459 \text{ Kg/jam}$$

#### Reaksi



Pada saat konversi  $x_A$ , maka diperoleh komposisi :

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

$$n_B = n_{A0} (M - x_A)$$

$$n_C = n_{A0} x_A$$

$$n_D = n_{A0} x_A$$

$$n_i = n_i$$

$$n_t = n_A + n_B + n_C + n_D + n_i$$

Untuk konversi  $X_A = 0,98$  maka diperoleh hasil reaksi:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 183,5523 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 5,1013 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{HNO}_2 = 148,0750 \text{ Kg/jam}$$



$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 20.927,5089 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 8.221,0412 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 15.782,8331 \text{ Kg/jam}$$

---

$$\text{Jumlah} = 45.268,1118 \text{ Kg/jam}$$

#### D. PERHITUNGAN UKURAN REAKTOR

*Asumsi yang digunakan :*

- Reaksi berlangsung pada fase cair
- Reaksi eksotermis
- Proses kontinyu
- Reaksi  $A + B \longrightarrow C$

$$\text{Dengan } -r_A = -\frac{dCA}{Dt} = k \cdot CA \cdot CB$$

Berdasarkan optimasi jumlah reaktor tersebut diperoleh reaktor optimal sebanyak 4 reaktor dengan masing-masing volume 669,7916988 gallon.

#### Mechanical Design Reaktor

- Perhitungan dimensi reaktor

Menghitung volume cairan dalam reaktor

$$\text{Over Design} = 20 \%$$



$$\text{Volume Reaktor} = \frac{669,7916988}{264,14872} \text{ gallon}$$

$$= \frac{2,535661346}{0,001}$$

$$= 2.535,66135 \text{ liter}$$

$$\text{Dipakai volume reaktor} = 1,2 \times 2.535,66135 = 3.042,79362 \text{ liter.}$$

### MENGHITUNG UKURAN REAKTOR

Bentuk reactor direncanakan silinder tegak dengan bentuk torispherical roof and bottom head (Brownell and young, 1959).

Digunakan pengaduk turbin dengan 6 sudut (Brown 1978)

$$Dt/Di = 3 ; Zl/Di = 2,7-3,9 ; Zi/Di = 0,75-1,3.$$

Diambil  $Dt/Di = 3$  dan  $Zl/Di = 3,9$ .

Maka  $Zl/Dt = 1,3$ .

$$\begin{aligned} V_r &= \pi/4 \cdot (Dt)^2 \cdot Zl \\ &= \pi/4 \cdot (Dt)^2 \cdot (1,3 Dt) \end{aligned}$$

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_r}{1,3 \cdot \pi}}$$





$$= \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 2.535,66135}{1,3 \cdot 3,14}}$$

$$= 13,5444 \text{ dm.}$$

$$Dt = 13,5444 \text{ dm} = 1,35444 \text{ m.}$$

$$Zl = 1,3 \cdot Dt = 1,3 \cdot 1,35444 \text{ m} = 1,760772 \text{ m.}$$

$$Di = 1/3 \cdot Dt = 1/3 \cdot 1,35444 \text{ m} = 0,45148 \text{ m.}$$

$$Zl = 1,3 \cdot Di = 1,3 \cdot 0,45148 \text{ m} = 0,586924 \text{ m.}$$

Dengan :

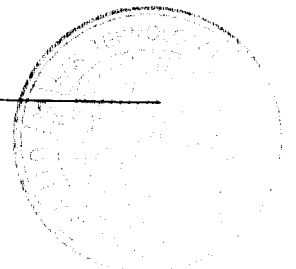
$$\begin{aligned} VR &= 3.042,79362 \text{ liter} \\ &= 3,04279362 \text{ m}^3 \approx 3,0428 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ZR &= VR / \{ \pi/4 \cdot (Dt)^2 \} \\ &= \frac{3,0428 \text{ m}^3}{\pi/4 \cdot (1,35444)^2} \\ &= 2,1129 \text{ m} \end{aligned}$$

Jika menggunakan baffle 4 buah maka  $w/Di = 0,1$  (Brown 1978).

Sehingga lebar baffle :

$$\begin{aligned} W &= 0,1 \cdot Di \\ &= 0,1 \cdot 0,45148 \text{ m} \\ &= 0,045148 \text{ m} \end{aligned}$$





$$\begin{aligned}\text{Pitch} &= 2 \cdot D_i \\ &= 2 \cdot 0,045148 \text{ m} \\ &= 0,90296 \text{ m.}\end{aligned}$$

Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor

$$H/D = 1-3 \text{ (Reff. Rase).}$$

$$\text{Volume heat/botton} = 0,000049 D t^3 \quad (\text{Brownell hal. 89}).$$

Dari perhitungan telah diketahui bahwa  $D = 1,35444 \text{ m}$ .

Maka :

$$H/D = 1-3 \text{ diambil } D = 1.$$

$$H/D = 1$$

$$H = D$$

$$H = 1,35444 \text{ m.}$$

➤ Ukuran Reaktor selengkapnya adalah :

$$\text{Tinggi reaktor (ZR)} = 2,1129 \text{ m}$$

$$\text{Diameter reaktor (Dt)} = 1,35444 \text{ m}$$

$$\text{Diameterpengaduk (Di)} = 0.45148 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan (Zl)} = 1,760772 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dan dasar (Zi)} = 0,586924 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi pengaduk (H)} = 1,35444 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,90296 \text{ m.}$$



### Tebal Dinding Reaktor dan Head Reaktor

$$P_{\min} = P_{\text{desain}} + P_{\text{hidrostatik}} - P_{\text{udara}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = Zl \cdot \rho_{\text{cairan}}$$

$$\rho_{\text{cairan}} = \frac{\text{Kecepatan aliran}}{\text{kecepatan alir volume}}$$

$$= \frac{45.268,1118 \text{ kg/jam}}{35.966,8276 \text{ lt/jam}}$$

$$\rho_{\text{cairan}} = 1,2586 \text{ kg/lt}$$

$$= 78,5718 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = Zl \cdot \rho_{\text{cairan}}$$

$$= 1,760772 \text{ m} \cdot 1,2586 \text{ kg/lt} \cdot 1 \text{ lt}/10^{-3} \text{ m}^3$$

$$= 2.216,1076 \text{ kg/lt}$$

$$= 699,7085$$

$$= 3,16719 \text{ psia.}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 2,13$$

$$= 1 \text{ atm} \times 2,13$$

$$= 2,13 \text{ atm} = 31,311 \text{ psia.}$$

$$P_{\min} = P_{\text{design}} + P_{\text{hidrostatik}} - P_{\text{udara}}$$

$$= 31,311 \text{ psia} + 3,16719 \text{ psia} - 14,7 \text{ psia}$$

$$= 19,77819 \text{ psia.}$$



Bahan yang dipakai adalah Carbon steel SA-285 Grade C. (Brownell and Young 1959) dengan data :

$$f = 13.750 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

C = factor korosi

$$= 0,125 \text{ in}$$

r = jari-jari dalam sell

$$= D/2$$

$$r = 1,35444 / 2 = 0,6772 \text{ m.}$$

$$t_{\text{heat}} = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

$$= \frac{0,885 \cdot 31,311 \text{ psia} \cdot 1,35444/2 \cdot 39,37 \text{ in/m}}{13.750 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 31,311 \text{ psia}} + 1/8$$

$$= 0,18823 \text{ in}$$

$$= 1/4 \text{ in.}$$

jadi t head standart adalah = 1/4 in

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

$$= \frac{31,311 \cdot (1,35444/2) \cdot 39,37 \text{ in/m}}{13.750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 31,311 \text{ psia}} + 1/8$$

$$= 0,1965 \text{ in} = 1/4 \text{ in.}$$



Jadi t shell standart adalah = 1/4 in.

➤ Perhitungan Head and Bottom Reaktor

$$\begin{aligned}Dt &= 1,35444 \text{ m} \times 39,37 \text{ in/m} \\ &= 53,324 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}r &= Dt/2 \\ &= 53,324/2 \\ &= 26,662 \text{ in}\end{aligned}$$

$$P = 19,77819 \text{ psia}$$

$$Ier/r = 0,06$$

Untuk :

$$T = 1/4 \text{ in}$$

Maka :

$$Sf = 1,5-2,5 ; \text{diambil } 2,5$$

$$\begin{aligned}Icr &= 0,06 \cdot ID \\ &= 0,06 \cdot 26,662 \text{ in} = 1,59972 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}OD &= ID + 2t \\ &= 26,662 + 2 \cdot 1/4 = 27,162 \text{ in}\end{aligned}$$

$$AB = ID/2 - Icr$$

$$\begin{aligned}AB &= (26,622/2) - 1,59972 \\ &= 11,73128 \text{ in}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned} BC &= ID - Icr \\ &= 26,662 - 1,59972 \\ &= 25,06228 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 22,147 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 26,662 - 22,147 \\ &= 4,515 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t + b + Sf \\ &= 1/4 + 4,515 + 2,5 \\ &= 7,265 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ head} &= 0,000049 \cdot ID^3 + 1/4 \pi \cdot ID^2 \cdot Sf \\ &= 0,000049 \left( \frac{26,662 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} \right)^3 + \left( \frac{\pi}{4} \right) \left( \frac{26,662 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} \right)^2 \left( \frac{2,5}{12} \right) \\ &= 0,00053744 + 0,80733 \\ &= 0,807867 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ total, } VR'' &= 1/4 \pi \cdot ID^2 \cdot ZR + 2 \cdot V \text{ head} \\ &= \left( \frac{\pi}{4} \right) \left( \frac{26,662 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} \right)^2 \left( \frac{2,1129 \text{ m}}{0,3048 \text{ in/ft}} \right) + (2 \cdot 0,807867 \text{ ft}^3) \\ &= 28,479 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$



tinggi cairan dalam shell

$$\begin{aligned} V_{r'} &= V_r - V_{\text{head}} \\ &= 2.535,66135 \text{ lt} - (0,807867 \text{ ft}^3 \times 0,0283 \times 1.000 \text{ lt}) \\ &= 2.512,7987 \text{ lt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ZL &= (4 V_{r'}) / \pi D^2 \\ &= \frac{4 \times 2.512,7987}{3,14 \times \left( \frac{53,324 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} \right)^2 \times (0,3048)^2 \times 1.000} \\ &= 1,7449 \text{ m} \end{aligned}$$

➤ Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \text{WELH} / \text{ID} \quad (\text{Rase, 1957})$$

$$\text{WELH} = ZL \times Sg$$

$$\begin{aligned} ZL &= \text{tinggi cairan} + \text{tinggi head} + sf \\ &= 1,7449 \text{ m} + \left( \frac{7,265 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} \right) + \left( \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right) + \left( \frac{2,5 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} \times \frac{0,3048}{1 \text{ ft}} \right) \\ &= 1,99292 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran asam}} &= 78,5905 \times 16/\text{ft}^3 \\ &= 1.140,512 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Sg &= \frac{45.268,1118 / 35,966 \text{ m}^3/\text{jam}}{1.140,512 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,1036 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{WELH} &= ZL \times S_q \\ &= 1,99292 \text{ m} \times 1,1036 \\ &= 2,1990 \text{ m} \end{aligned}$$

jadi :

$$\begin{aligned} \text{jumlah pengaduk} &= 2,1990 \text{ m} / 1,35444 \text{ m} \\ &= 1,6235 \\ &= 2 \text{ pengaduk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{rpm} &= \frac{600 \text{ rpm}}{\pi D_i} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot D_i}} \\ &= \frac{600 \text{ rpm}}{3,14 \left( \frac{0,45148 \text{ m}}{0,3048 \text{ m/ft}} \right)} \sqrt{\frac{2,1990 \text{ m} / 0,3048 \text{ m/ft}}{2 \left( \frac{0,45148 \text{ m}}{0,3048 \text{ m/ft}} \right)}} \\ &= 201,295 \text{ rpm} \\ &= 3,3549 \text{ rps} \end{aligned}$$

➤ Power pengaduk

$$P = \frac{N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho \cdot N_p}{550 \cdot g_c}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 1,09433 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s} \\ &= 0,0665 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$





$$\rho = 78,5718 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Re} = \frac{D_i^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu \text{ campuran}}$$

$$= \frac{\left( \frac{0,45148 \text{ m}}{0,3048 \text{ m/ft}} \right)^2 \times 3,3549 \text{ rps} \times 78,5718 \text{ lb/ft}^3}{1,09433 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 528.500,1130$$

Dari fig. 477 Brown untuk  $\text{Re} = 528.500,1130$  didapat  $N_p = 6$

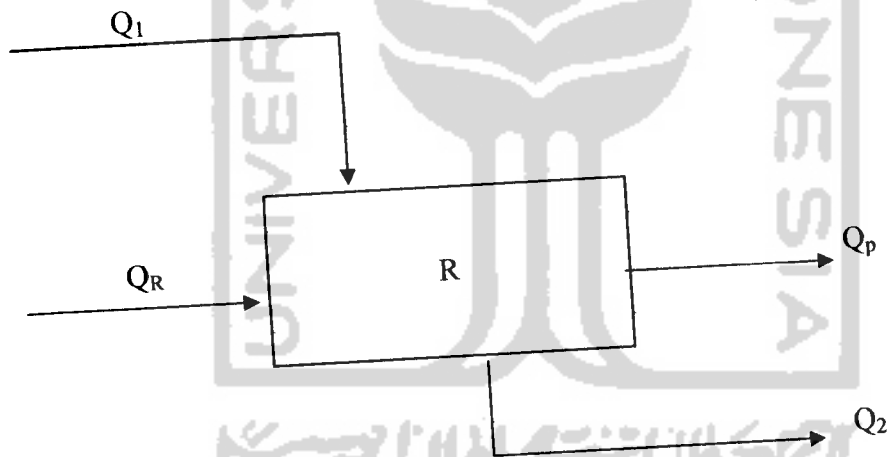
$$P = \frac{N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho \cdot N_p}{550 \cdot g_c}$$
$$= \frac{(201,295 / 60)^2 \times (0,45148 \text{ m} / 0,3048 \text{ m/ft})^5 \times 78,5718 \text{ lb/ft}^3 \times 6}{550 \times 32,2 \text{ lb/s}^2}$$
$$= 7,1674 \text{ Hp}$$



## F. NERACA PANAS

Diketahui cp untuk masing-masing komponen adalah:

Komponen	Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	23,12
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	49,19
HNO <sub>3</sub>	27,65
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	33,20
H <sub>2</sub> O	18
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	42,27



### Neraca Panas di Reaktor

**Input - Output = Accumulation**

$$(Q_1 + Q_R) - (Q_2 + Q_p) = 0$$

$$Q_p = Q_1 + Q_R - Q_2$$



a) Panas Masuk

Suhu umpan masuk reaktor = 55° C

Suhu refferensi = 25° C

Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	130,5467	23,12	3.018,2397
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	130,5467	27,65	3.609,6163
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	328,122	18	5.906,196
			19.620,5781

$$\begin{aligned} \text{Panas massa masuk} &= \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_0) \\ &= 19.620,5781 (55 - 25) \\ &= 588.617,343 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

b) Panas Massa Keluar

Suhu hasil reaksi keluar reaktor = 55° C

Suhu Refferensi = 25° C



Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	2,3498	23,12	54,3274
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	2,3498	27,65	64,9719
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	456,3189	18	8.213,7402
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	128,1969	42,27	5.418,8829
			20.838,4485

$$\begin{aligned}
 \text{Panas massa keluar} &= \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_0) \\
 &= 20.838,4485 \times (55 - 25) \\
 &= 625.153,455 \text{ Kcal/jam}
 \end{aligned}$$

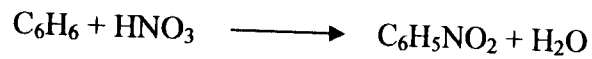
c) Panas Reaksi

Diperoleh data literatur :

Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal / gmol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	11,718
HNO <sub>3</sub>	-41,35
H <sub>2</sub> O	-68,3174
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	13,9



Reaksi :



Panas reaksi pada suhu 25° C

$$\begin{aligned} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3) \\ &= (13,9 - 68,3174) - (11,718 - 41,35) \\ &= - 24,7854 \text{ kcal / gmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi pada suhu 55° C

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{RO} + \int_{298}^{328} \Delta C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta C_p = C_p (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3)$$

$$\Delta C_p = (42,27 + 18) - (23,12 + 27,65)$$

$$\Delta C_p = 9,5$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \int_{298}^{328} 9,5 \, dt$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + 9,5 (T_1 - T_0)$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \frac{9,5(328 - 298)}{1.000}$$

$$= - 24,5004$$



Panas Reaksi Total

Total masuk = total panas keluar

588.617,343 = 625.153,455 Kcal/jam

$Q = 36.536,112$  Kcal/jam

Karena T reaksi rendah, diambil tebal isolasi sebesar 3 inchi, sehingga panas yang hilang ke lingkungan diabaikan.





## REAKTOR

### R-01

Tugas : Mereaksikan  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{C}_6\text{H}_6$  membentuk  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  dengan konversi 83,14%

Type alat: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 55° C

#### A. Neraca Massa

Umpan masuk

$\text{C}_6\text{H}_6$  = 130,5467 kgmol/jam = 10.197,5249 kg/jam

$\text{C}_7\text{H}_8$  = 0,0554 kgmol/jam = 5,1013 kg/jam

$\text{HNO}_3$  = 130,5467 kgmol/jam = 8.226,5308 kg/jam

$\text{H}_2\text{SO}_4$  = 213,3675 kgmol/jam = 20.927,5089 kg/jam

$\text{H}_2\text{O}$  = 328,122 kgmol/jam = 5.911,4459 kg/jam

$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  = 128,1969 kgmol/jam = 15.782,8331 kg/jam

Jumlah = 930,8352 kgmol/jam = 61.050,9449 kg/jam

Hasil reaksi

$\text{C}_6\text{H}_6$  = 22,0102 kgmol/jam = 1.719,3048 kg/jam

$\text{C}_7\text{H}_8$  = 0,0554 kgmol/jam = 5,1013 kg/jam



$$\text{HNO}_3 = 22,0102 \text{ kgmol/jam} = 1.386,9948 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 213,3675 \text{ kgmol/jam} = 20.927,5089 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 272,8006 \text{ kgmol/jam} = 4.914,7756 \text{ kg/jam}$$

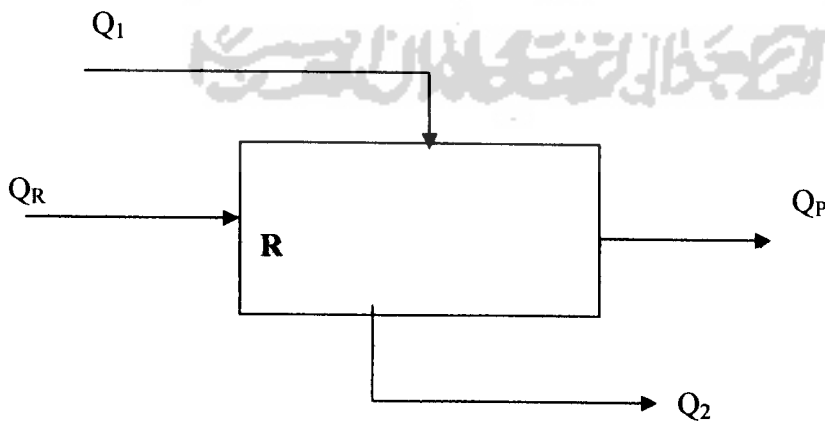
$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 106,5829 \text{ kgmol/jam} = 131.210,8472 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 636,8268 \text{ kgmol/jam} = 42.075,5326 \text{ kg/jam}$$

### B. Neraca Panas

Diketahui  $C_p$  untuk masing-masing komponen adalah

Komponen	$C_p$
$\text{C}_6\text{H}_6$	31,22
$\text{C}_7\text{H}_8$	49,19
$\text{HNO}_3$	27,65
$\text{H}_2\text{SO}_4$	33,20
$\text{H}_2\text{O}$	18
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	42,27







## Neraca panas di Reaktor

Input – output = Accumulation

$$(Q_1 + Q_R) - (Q_2 + Q_P) = 0$$

$$Q_P = Q_1 + Q_R - Q_2$$

## d) Panas Masuk

Suhu umpan masuk reaktor = 55° C

Suhu refferensi = 25° C

Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	130,5467	31,22	4.075,6679
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	130,5467	27,65	3.609,6163
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	328,122	18	5.906,196
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	128,1969	42,27	5.418,8829
			26.096,8892

$$\text{Panas massa masuk} = \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_0)$$

$$= 26.096,8892 (55 - 25)$$

$$= 782.906,676 \text{ Kcal/jam}$$

## e) Panas Massa Keluar

Suhu hasil reaksi keluar = 55° C

Suhu Refferensi = 25° C



Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	22,0102	31,22	687,1584
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	22,0102	27,65	608.5820
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	272,8006	18	4.910,4108
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	106,5829	42,27	4.505,2592
			17.797,9365

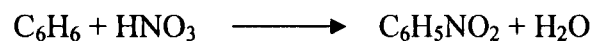
$$\begin{aligned}
 \text{Panas massa keluar} &= \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_2) \\
 &= 17.797,9365 (55 - 25) \\
 &= 533.938,095 \text{ Kcal/jam}
 \end{aligned}$$

## f) Panas Reaksi

Diperoleh data literatur :

Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal / gmol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	11,718
HNO <sub>3</sub>	-41,35
H <sub>2</sub> O	-68,3174
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	13,9

Reaksi :





Panas reaksi pada suhu 25° C

$$\begin{aligned} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3) \\ &= (13,9 - 68,3174) - (11,718 - 41,35) \\ &= - 24,7854 \text{ kcal / gmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi pada suhu 55° C

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{RO} + \int_{298}^{328} \Delta C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta C_p = C_p (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3)$$

$$\Delta C_p = (42,27 + 18) - (31,22 + 27,65)$$

$$\Delta C_p = 1,4$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \int_{298}^{328} 1,4 dt$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + 1,4 (T_1 - T_0)$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \frac{1,4(328 - 298)}{1.000}$$

$$= - 24,7434$$

Panas Reaksi Total

Total masuk = total panas keluar

$$782.906,676 = (Q + 533.938,095) \text{ Kcal/jam}$$

$$Q = 248.968,581 \text{ Kcal/jam}$$



$$\begin{aligned} Q_p &= Q_1 + Q_R - Q_2 \\ &= 782.906,676 + 248.968,581 - 533.938,095 \\ &= 497.937,162 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

### C. Menghitung Jumlah Pendingin

Dipilih pendingin coil dengan media air dengan :

Suhu masuk :  $30^\circ \text{C}$   
Suhu keluar :  $40^\circ \text{C}$

Kebutuhan air pendingin

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot Dt}$$

Dimana

$Q$  = Jumlah panas keluar = 497.937, 162 Kcal. Jam

$C_p$  = Panas jenis pendingin = 1 Kcal/kg $^\circ \text{C}$

$Dt$  = Beda suhu pendingin =  $10^\circ \text{C}$

Maka

$$W_a = \frac{497.937,162}{1 \times 10}$$

$$W_a = 49.793,7162 \text{ kg/j}$$

### D. Menentukan Diameter Pipa Coil

$$R = 3-6 \text{ ft/s} = 4,5 \text{ ft/s}$$

$$Q = A \cdot V$$



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

Dimana  $Q = 49.793,7162 \text{ l/j} = 0,4884 \text{ ft}^3/\text{s}$

$$Dp = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0,4884 \text{ ft}^3/\text{s}}{4,5 \text{ ft}/\text{s}} = 0,1085 \text{ ft}^2$$

$$Dp = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,1085}{3,14}}$$

$$= 0,3718 \text{ ft} = 4,4634 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern diperoleh :

ID : 4,026 in

OD : 4,50 in

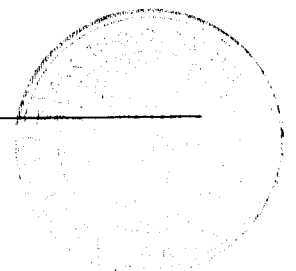
At : 12,7 in<sup>2</sup>

At<sup>1</sup> : 1,178 ft<sup>2</sup>/ft

### E. Menghitung Koeffisien Transfer Panas

Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern:

$$h_o = \frac{0,87 x k}{D} \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \text{den}}{\text{visc}} \right]^{2/3} \left[ \frac{C_p \cdot \text{visc}}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$





$$\text{Sedangkan } \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14} = 1$$

Dengan :

$H_o$  = Koefisien transfer panas cairan, BTU/sqft j<sup>o</sup>F

$D$  = Diameter reaktor, ft

$K$  = Konduktivitas panas, BTU/j sqft (F/ft)

$L$  = Diameter putar pengaduk, ft

$Den$  = Densitas putar pengaduk, ft

$Visc$  = Viscositas cairan, lb/j ft

$Viscw$  = Viscositas air, lb/j ft

Diketahui :

$D$  : 1,35444 m = 4,4437 ft

$K$  : 0,1745 BTU/hr ft<sup>2</sup> (°F/ft)

$Den$  : 82,5316 lb/cuFt

$Visc$  : 2,35 lb/hr ft

$N$  : 12.077,7 rph

$L$  : 0,45148 m = 1,4812 ft

$$Q_{\text{rata-rata}} = C_{PA} \cdot X_A + C_{PB} \cdot X_B + C_{PC} \cdot X_C + C_{PD} \cdot X_D + C_{PE} \cdot X_E + C_{PF} \cdot X_F$$

$$XC_6H_6 = 130,5467 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1402$$

$$XC_7H_8 = 0,0554 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 5,9516 \cdot 10^{-5}$$

$$XHNO_3 = 130,5467 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1402$$



$$XH_2SO_4 = 213,3675 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,2292$$

$$XH_2O = 328,122 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,3525$$

$$XC_6H_5NO_2 = 128,1969 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1377$$

$$Cp \text{ rata-rata} = [(31,22)(0,1402)] + [(49,19)(5,9516 \cdot 10^{-5})] + [(27,65)(0,1402)] + [(33,20)(0,2292)] + [(18)(0,3525)] + [(42,27)(0,1377)]$$

$$= \frac{28,0315}{BM \text{ rata-rata}}$$

$$BM \text{ rata-rata} = \frac{42.075,5326}{930,8352} = 45,2019$$

$$Cp \text{ rata-rata} = \frac{28,0315}{45,2019} = 0,6201 \text{ BTU}/lb^\circ F$$

$$h_o = \frac{0,87}{4,4437} (0,1745) \left[ \frac{(1,4812)^2 \times 12.077,7 \times 82,5316}{2,35} \right]^{3/5} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{1/4}$$

$$h_o = (0,0342) \times (9.531,8244) \times (2,0288) \times 1$$

$$h_o = 661,3653 \text{ BTU}/j \text{ sqft } ^\circ F$$

$$Re = \frac{D.Wa.2,2}{visc.At''}$$

$$Re = \frac{0,3718 \times 49.793,7162 \times 2,2}{2,35 \times (12,7/144)}$$

$$Re = 196.515,8186$$

$$Re = 1,96515 \cdot 10^5$$



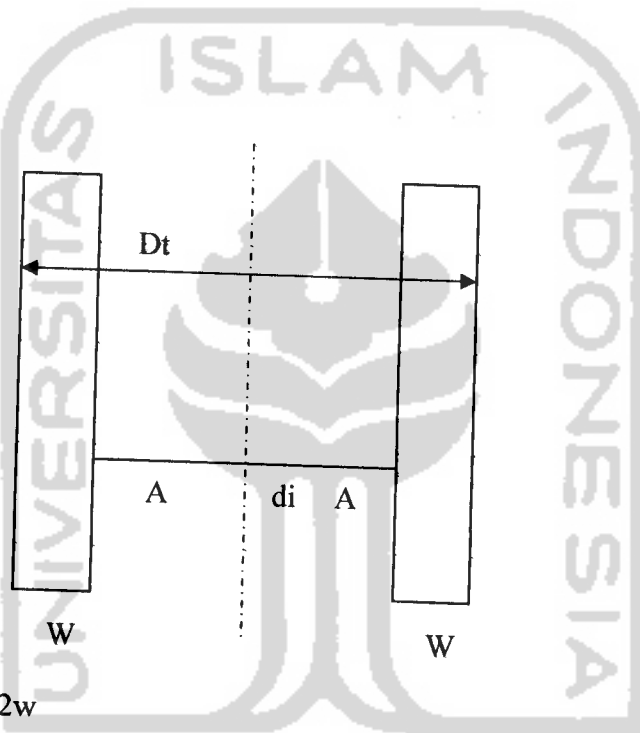
Dari frg 24 Kern diperoleh  $JH = 440$

$$hi = jH \frac{K}{D} \left[ \frac{Cp \text{ visc}}{K} \right]^{\frac{1}{3}} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$

$$hi = 440 \frac{0,1745}{0,3718} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{\frac{1}{3}} .1$$

$$= 418,9705 \text{ BTU/j sqft F}$$

Diameter Coil



$$2A = Dt - di - 2w$$

$$A = \frac{Dt - di - 2w}{2}$$

$$Dc = di + A$$

$$Dc = di + \left[ Dt - \frac{di}{2} - 2W \right]$$

$$Dc = di + \frac{1}{2} Dt - \frac{1}{2} di - W$$





$$\begin{aligned} D_c \text{ max} &= \frac{1}{2} D_t + \frac{1}{2} D_i - W \\ &= \frac{1}{2} \cdot 1,35444 + \frac{1}{2} \cdot 0,45148 - 0,04515 \text{ m} \\ &= 0,8578 \text{ m} \\ &= 2,8143 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil } D \text{ coil} &= 80\% D_{\text{coil max}} \\ &= 0,8 \times 0,8578 \\ &= 0,6862 \text{ m} \\ &= 2,2513 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i (1 + 3,5 d/D_t) \\ &= 418,9705 (1 + 3,5 \cdot 0,3355/2,2513) \\ &= 637,5003 \text{ BTU/j sqft } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

#### F. Overall Heat Transfer Ud

Overall transfer panas saat start up

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{637,5003 \times 661,3653}{637,5003 + 661,3653}$$

$$= 324,6068 \text{ BTU/sqft F}$$

Dari Kern untuk

- organik  $R_d = 0,001$

- water  $R_d = 0,003$



Jadi  $U_d$  total = 0,004

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$

$$U_d = \frac{324,6068}{(324,6068 \times 0,004) + 1}$$

$$U_d = 141,2299 \text{ BTU/sqft } ^\circ\text{F}$$

### G. Menghitung Luas Transfer Panas



$$LMTD = \frac{(131 - 104) - (131 - 86)}{\ln \frac{(131 - 104)}{(131 - 86)}}$$

$$LMTD = 35,2371 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Maka luas perpindahan panas

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$

$$A_o = \frac{497.937,162 / 0,252}{141,2299 \times 35,2371}$$

$$A_o = 397,0518 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah lengkungan coil

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = 1,35444 \text{ m}$$

$$\text{Diameter helix (Dc)} = 0,6 \cdot \text{Dt} = 0,812664 \text{ m}$$



$$\text{Diameter luar pipa coil (x)} = 1,5 \cdot \text{Od}$$

$$= 1,5 \cdot \frac{4,50 \text{ in}}{12 \text{ in / ft}}$$

$$= 0,5625 \text{ ft}$$

$$\text{AB} = \text{DC}, \text{BC} = \text{X}$$

$$\text{AC} = (\text{AB}^2 + \text{BC}^2)^{0,5}$$

$$= \left[ \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m / ft}} \right)^2 + (0,5626)^2 \right]^{0,5}$$

$$= 2,7249 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2} \pi \cdot \text{AC}$$

$$= \frac{1}{2} \pi \cdot 2,7249 \text{ ft}$$

$$= 4,2781 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2} \pi \cdot \text{DC}$$

$$= \frac{1}{2} \pi \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m / ft}} \right)$$

$$= 4,186 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur coil (KL)} = \text{keliling busur AB} + \text{keliling busur AC}$$

$$= 4,2781 + 4,186$$

$$= 8,4641 \text{ ft}$$

Panjang total coil

$$L = \frac{A_o}{A_t} = \frac{397,0518 \text{ ft}^2}{1.178 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$$



$$= 337,0559 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan coil

$$N = \frac{L}{KL}$$

$$= \frac{337,0559 \text{ ft}}{8,4641 \text{ ft}}$$

$$= 39,8218 \text{ belitan}$$

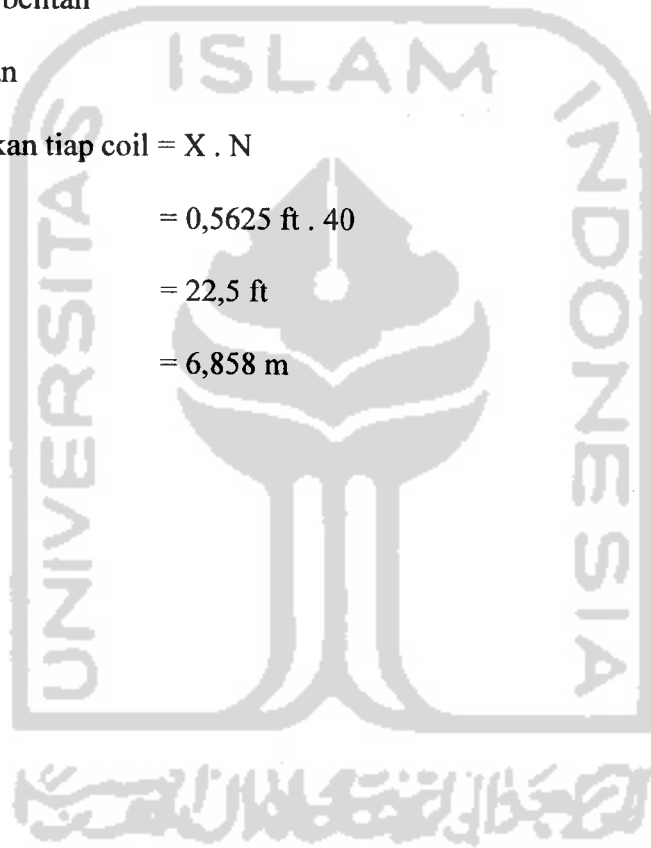
$$= 40 \text{ belitan}$$

Tinggi tumpukan tiap coil =  $X \cdot N$

$$= 0,5625 \text{ ft} \cdot 40$$

$$= 22,5 \text{ ft}$$

$$= 6,858 \text{ m}$$





## REAKTOR

### R-02

Tugas : Mereaksiakan  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{C}_6\text{H}_6$  membentuk  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_3$  dengan konversi 63,97%

Type alat : Reaktor Alir Tangki Pengaduk

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 55°C

#### A. Neraca Massa

*Umpan masuk*

$\text{C}_6\text{H}_6$  = 22,0102 kgmol/jam = 1.719,3048 kg/jam

$\text{C}_7\text{H}_8$  = 0,0554 kgmol/jam = 5,1013 kg/jam

$\text{HNO}_3$  = 22,0102 kgmol/jam = 1.386,9948 kg/jam

$\text{H}_2\text{SO}_4$  = 213,3675 kgmol/jam = 20.927,5089 kg/jam

$\text{H}_2\text{O}$  = 272,8006 kgmol/jam = 4.914,7756 kg/jam

$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  = 106,5829 kgmol/jam = 13.121,8472 kg/jam

*Jumlah* = 636,8268 kgmol/jam = 40.075,5326 kg/jam



Hasil reaksi

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 7,9303 \text{ kgmol/jam} = 619,4675 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 0,0554 \text{ kgmol/jam} = 5,1013 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HNO}_3 = 7,9303 \text{ kgmol/jam} = 499,7358 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 213,3675 \text{ kgmol/jam} = 20.927,5089 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 272,8006 \text{ kgmol/jam} = 3.143,9812 \text{ kg/jam}$$

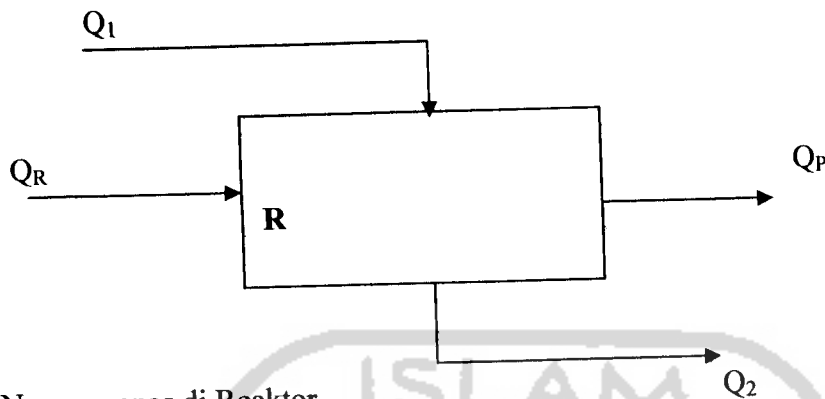
$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 106,5829 \text{ kgmol/jam} = 8.394,0479 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 636,8268 \text{ kgmol/jam} = 33.589,8426 \text{ kg/jam}$$

**B. Neraca Panas**

Diketahui  $C_p$  untuk masing-masing komponen adalah

Komponen	$C_p$
$\text{C}_6\text{H}_6$	31,22
$\text{C}_7\text{H}_8$	49,19
$\text{HNO}_3$	27,65
$\text{H}_2\text{SO}_4$	33,20
$\text{H}_2\text{O}$	18
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	42,27



Neraca panas di Reaktor

Input - output = Accumulation

$$(Q_1 + Q_R) - (Q_2 + Q_P) = 0$$

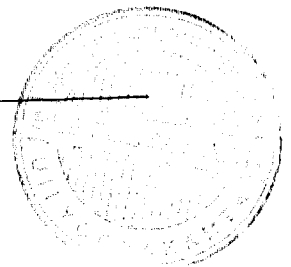
$$Q_P = Q_1 + Q_R - Q_2$$

g) Panas Masuk

Suhu umpan masuk reaktor = 55° C

Suhu refferensi = 25° C

Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	22,0102	31,22	687,1584
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	22,0102	27,65	608,5820
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	272,8006	18	4.910,4108
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	106,5829	42,27	4.505,2592
			17.797,9365





$$\begin{aligned} \text{Panas massa masuk} &= \Sigma m \cdot C_p (T_1 - T_0) \\ &= 17.797,9365(55 - 25) \\ &= 533.938,095 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

h) Panas Massa Keluar

$$\text{Suhu hasil reaksi keluar reaktor} = 55^\circ \text{ C}$$

$$\text{Suhu Refferensi} = 25^\circ \text{ C}$$

Komponen	M	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	7,9303	31,22	247,5839
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	7,9303	27,65	219,2728
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	174,5105	18	3.141,189
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	68,1811	42,27	2.882,0151
			13.576,5869

$$\begin{aligned} \text{Panas massa keluar} &= \Sigma m \cdot C_p (T_1 - T_2) \\ &= 13.576,5869 (55 - 25) \\ &= 407.297,607 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$





i) Panas Reaksi

Diperoleh data literatur :

Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal / gmol)
$C_6H_6$	11,718
$HNO_3$	-41,35
$H_2O$	-68,3174
$C_6H_5NO_2$	13,9

Reaksi :



Panas reaksi pada suhu  $25^\circ C$

$$\begin{aligned} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta H_f (C_6H_5NO_2 + H_2O) - \Delta H_f (C_6H_6 + HNO_3) \\ &= (13,9 - 68,3174) - (11,718 - 41,35) \\ &= -24,7854 \text{ kcal / gmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi pada suhu  $55^\circ C$

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{RO} + \int_{298}^{328} \Delta C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta C_p = C_p (C_6H_5NO_2 + H_2O) - (C_6H_6 + HNO_3)$$

$$\Delta C_p = (42,27 + 18) - (31,22 + 27,65)$$

$$\Delta C_p = 1,4$$



$$\Delta HRT = -24,7854 + \int_{298}^{328} 1,4 dt$$

$$\Delta HRT = -24,7854 + 1,4 (T_1 - T_0)$$

$$\Delta HRT = -24,7854 + \frac{1,4(328 - 298)}{1.000}$$

$$= -24,7434$$

Panas Reaksi Total

Total masuk = total panas keluar

$$533.938,095 = (Q + 40.7297,607) \text{ Kcal/jam}$$

$$Q = 126.640,488 \text{ Kcal/jam}$$

$$Q_p = Q_1 + Q_R - Q_2$$

$$= 533.938,095 + 407.297,488 - 407.297,607$$

$$= 253.280,976 \text{ Kcal/jam}$$

### C. Menghitung Jumlah Pendingin

Dipilih pendingin coil dengan media air dengan :

Suhu masuk : 30° C

Suhu keluar : 40° C

Kebutuhan air pendingin

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$



Dimana

$Q = \text{Jumlah panas keluar} = 253.280,976 \text{ Kcal. Jam}$

$C_p = \text{Panas jenis pendingin} = 1 \text{ Kcal/kg}^\circ \text{C}$

$Dt = \text{Beda suhu pendingin} = 10^\circ \text{C}$

Maka

$$W_a = \frac{253.280,976}{1 \times 10}$$

$$W_a = 25.328,0976 \text{ kg/j}$$

#### D. Menentukan Diameter Pipa Coil

$$R = 3-6 \text{ ft/s} = 4,5 \text{ ft/s}$$

$$Q = A \cdot V$$

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

$$\text{Dimana } Q = 25.328,0976 \text{ l/j} = 0,2484 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_p = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0,2484 \text{ ft}^3/\text{s}}{4,5 \text{ ft/s}} = 0,0552 \text{ ft}^2$$

$$D_p = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,0552}{3,14}}$$

$$= 0,2652 \text{ ft} = 3,1824 \text{ in}$$



Dari tabel 11 Kern diperoleh :

ID : 3,068 in

OD : 3,5 in

At : 7,38 in<sup>2</sup>

At<sup>1</sup> : 0,917 ft<sup>2</sup>/ft

### E. Menghitung Koefisien Transfer Panas

Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern:

$$h_o = \frac{0,87 \times k}{D} \left[ \frac{L \cdot N \cdot \text{den}}{\text{visc}} \right]^{2/3} \left[ \frac{C_p \cdot \text{visc}}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$

$$\text{Sedangkan} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14} = 1$$

Dengan :

Ho = Koefisien transfer panas cairan, BTU/sqft j<sup>o</sup>F

D = Diameter reaktor, ft

K = Konduktivitas panas, BTU/j sqft (F/ft)

L = Diameter pular pengaduk, ft

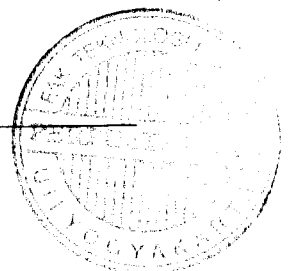
Den = Densitas putar pengaduk, ft

Visc = Viscolitas cairan, lb/j ft

Viscw = Viscolitas air, lb/j ft

Diketahui :

D : 1,35444 m = 4,4437 ft





$$K : 0,1745 \text{ BTU/hr ft}^2 (\text{°F/ft})$$

$$\text{Den} : 82,5316 \text{ lb/cuFt}$$

$$\text{Visc} : 2,35 \text{ lb/hr ft}$$

$$N : 12077,7 \text{ rph}$$

$$L : 0,45148 \text{ m} = 1,4812 \text{ ft}$$

$$Q_{\text{rata-rata}} = C_{PA} \cdot X_A + C_{PB} \cdot X_B + C_{PC} \cdot X_C + C_{PD} \cdot X_D + C_{PE} \cdot X_E + C_{PF} \cdot X_F$$

$$XC_6H_6 = 130,5467 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1402$$

$$XC_7H_8 = 0,0554 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 5,9516 \cdot 10^{-5}$$

$$XHNO_3 = 130,5467 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1402$$

$$XH_2SO_4 = 213,3675 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,2292$$

$$XH_2O = 328,122 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,3525$$

$$XC_6H_5NO_2 = 128,1969 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1377$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ rata-rata} &= [(31,22)(0,1402)] + [(49,19)(5,9516 \cdot 10^{-5})] + [(27,65)(0,1402)] + \\ & \quad [(33,20)(0,2292)] + [(18)(0,3525)] + [(42,27)(0,1377)] \\ &= \frac{28,0318}{BM \text{ rata-rata}} \end{aligned}$$

$$BM \text{ rata-rata} = \frac{42.075,5326}{930,8352} = 45,2019$$

$$C_p \text{ rata-rata} = \frac{28,0315}{45,2019} = 0,6201 \text{ BTU/lb}^\circ F$$

$$h_o = \frac{0,87}{4,4437} (0,1745) \left[ \frac{(1,4812)^2 \times 12077,7 \times 82,5316}{2,35} \right]^{1/2} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{1/4} \cdot 1$$



$$h_o = (0,0342) \times (9.531,8244) \times (2,0288) \times 1$$

$$h_o = 661,3653 \text{ TBU/j sqft } ^\circ\text{F}$$

$$Re = \frac{D.Wa.2,2}{visc.At''}$$

$$Re = \frac{0,2652 \times 25.328,0976 \times 2,2}{2,35 \times (7,38/144)}$$

$$Re = 91.828,0271$$

$$Re = 9,1828 \cdot 10^4$$

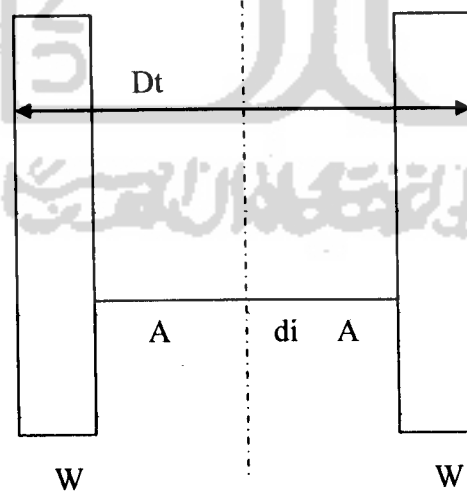
Dari frg 24 Kern diperoleh  $JH = 240$

$$h_i = jH \frac{K}{D} \left[ \frac{Cp \text{ visc}}{K} \right]^{1/3} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$

$$h_i = 240 \frac{0,1745}{0,2652} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{1/3} \cdot 1$$

$$= 320,3892 \text{ BTU/j sqft F}$$

Diameter Coil



$$2A = Dt - di - 2w$$



$$A = \frac{Dt - di - 2w}{2}$$

$$Dc = di + A$$

$$Dc = di + \left[ Dt - \frac{di}{2} - 2W \right]$$

$$Dc = di + \frac{1}{2} Dt - \frac{1}{2} di - W$$

$$\begin{aligned} Dc \text{ max} &= \frac{1}{2} Dt + \frac{1}{2} Di - W \\ &= \frac{1}{2} \cdot 1,35444 + \frac{1}{2} \cdot 0,45148 - 0,04515 \text{ m} \\ &= 0,8578 \text{ m} \\ &= 2,8143 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil } D \text{ coil} &= 80\% \text{ Dcoil max} \\ &= 0,8 \times 0,8578 \\ &= 0,6862 \text{ m} \\ &= 2,2513 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i (1 + 3,5 d/Dt) \\ &= 320,3892 (1 + 3,5 \times 0,2557/2,2513) \\ &= 447,7522 \text{ BTU/j sqft } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

#### F. Overall Heat Transfer Ud

Overall transfer panas saat start up

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$



$$U_c = \frac{447,7522 \times 661,3653}{447,7522 + 661,3653}$$
$$= 266,9940 \text{ BTU/sqft F}$$

Dari Kern untuk

- organik  $R_d = 0,001$

- water  $R_d = 0,003$

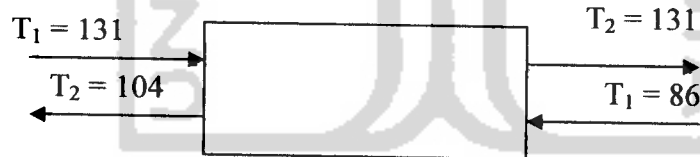
Jadi  $P_d \text{ total} = 0,004$

$$U_d = \frac{U_c}{U_c R_d + 1}$$

$$U_d = \frac{266,9940}{(266,9940 \times 0,004) + 1}$$

$$U_d = 129,1088 \text{ BTU/sqft } ^\circ\text{F}$$

### G. Menghitung Luas Transfer Panas



$$LMTD = \frac{(131 - 104) - (131 - 86)}{\ln \frac{(131 - 104)}{(131 - 86)}}$$

$$LMTD = 35,2371 \text{ } ^\circ\text{F}$$





Maka luas perpindahan panas

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$

$$A_o = \frac{253.280,976}{129,1088 \times 35,2371}$$

$$A_o = 55,6732 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah lengkungan coil

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = 1,35444 \text{ m}$$

$$\text{Diameter helix (Dc)} = 0,6 \cdot \text{Dt} = 0,812664 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar pipa coil (x)} = 1,5 \cdot \text{Od}$$

$$= 1,5 \cdot \frac{3,5 \text{ in}}{12 \text{ in / ft}}$$

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

$$AB = DC, BC = X$$

$$AC = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$= \left[ \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m / ft}} \right)^2 + (0,4375)^2 \right]^{0,5}$$

$$= 2,7019 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2} \pi \cdot AC$$

$$= \frac{1}{2} \pi \cdot 2,7019 \text{ ft}$$

$$= 4,2419 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2} \pi \cdot DC$$



$$= \frac{1}{2} \pi \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m/ft}} \right)$$

$$= 4,186 \text{ ft}$$

Keliling busur coil (KL) = keliling busur AB + keliling busur AC

$$= 4,2419 + 4,186$$

$$= 8,4279 \text{ ft}$$

Panjang total coil

$$L = \frac{A_0}{At^1} = \frac{55,6732 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$$

$$= 60,7123 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan coil

$$N = \frac{L}{KL}$$

$$= \frac{60,7123 \text{ ft}}{8,4279 \text{ ft}}$$

$$= 7,2037 \text{ belitan}$$

$$\sim 7 \text{ belitan}$$

Tinggi tumpukan tiap coil = X . N

$$= 0,4375 \text{ ft} \cdot 7$$

$$= 3,0625 \text{ ft}$$

$$= 0,9335 \text{ m}$$



## REAKTOR

### R-03

Tugas : Mereaksikan  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{C}_6\text{H}_6$  membentuk  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  dengan konversi 48%

Type alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 55° C

#### H. Neraca Massa

*Umpan masuk*

$\text{C}_6\text{H}_6$	= 7,9303 kgmol/jam	= 619,4675 kg/jam
$\text{C}_7\text{H}_8$	= 0,0554 kgmol/jam	= 5,1013 kg/jam
$\text{HNO}_3$	= 7,9303 kgmol/jam	= 499,7358 kg/jam
$\text{H}_2\text{SO}_4$	= 213,3675 kgmol/jam	= 2.0927,5089 kg/jam
$\text{H}_2\text{O}$	= 174,5185 kgmol/jam	= 3.143,9812 kg/jam
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	= 68,1811 kgmol/jam	= 8.394,0479 kg/jam

*Jumlah* = 471,9751 kgmol/jam = 33.589,8426 kg/jam

Hasil reaksi

$\text{C}_6\text{H}_6$	= 4,1238 kgmol/jam	= 322,1265 kg/jam
$\text{C}_7\text{H}_8$	= 0,0554 kgmol/jam	= 5,1013 kg/jam



$$\text{HNO}_3 = 4,1238 \text{ kgmol/jam} = 259,8654 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 213,3675 \text{ kgmol/jam} = 3.143,9812 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 83,7650 \text{ kgmol/jam} = 1.509,1102 \text{ kg/jam}$$

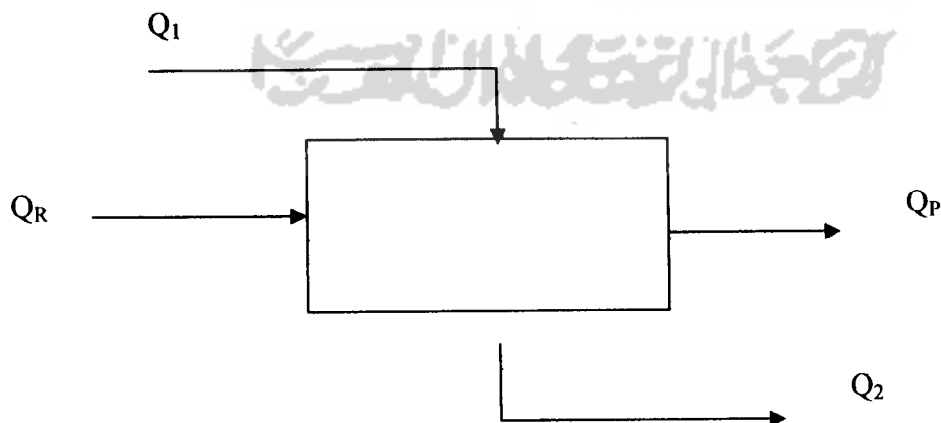
$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 32,7269 \text{ kgmol/jam} = 4.029,1396 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 338,1624 \text{ kgmol/jam} = 9.269,3242 \text{ kg/jam}$$

### I. Neraca Panas

Diketahui  $C_p$  untuk masing-masing komponen adalah

Komponen	$C_p$
$\text{C}_6\text{H}_6$	31,22
$\text{C}_7\text{H}_8$	49,19
$\text{HNO}_3$	27,65
$\text{H}_2\text{SO}_4$	33,20
$\text{H}_2\text{O}$	18
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	42,27





## Neraca panas di Reaktor

Input – output = Accumulation

$$(Q_1 + Q_R) - (Q_2 + Q_P) = 0$$

$$Q_P = Q_1 + Q_R - Q_2$$

## j) Panas Masuk

Suhu umpan masuk reaktor = 55° C

Suhu refferensi = 25° C

Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	7,9303	31,22	247,5839
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	7,9303	27,65	219,2728
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	174,5105	18	3.141,189
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	68,1811	42,27	2.882,0151
			13.576,5869

$$\begin{aligned} \text{Panas massa masuk} &= \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_0) \\ &= 13.576,5869 (55 - 25) \\ &= 40.7297,607 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

## k) Panas Massa Keluar

Suhu hasil reaksi keluar = 55° C

Suhu Refferensi = 25° C



Komponen	M	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4,1238	31,22	128,7450
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	4,1238	27,65	114,0231
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	83,7650	18	1.507,77
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	32,7269	42,27	1.383,3661
			10.220,4303

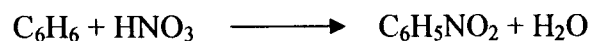
$$\begin{aligned}
 \text{Panas massa keluar} &= \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_2) \\
 &= 10.220,4303 (55 - 25) \\
 &= 30.6612,909 \text{ Kcal/jam}
 \end{aligned}$$

1) Panas Reaksi

Diperoleh data literatur :

Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal / gmol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	11,718
HNO <sub>3</sub>	-41,35
H <sub>2</sub> O	-68,3174
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	13,9

Reaksi :



Panas reaksi pada suhu 25° C



$$\begin{aligned} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3) \\ &= (13,9 - 68,3174) - (11,718 - 41,35) \\ &= -24,7854 \text{ kcal / gmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi pada suhu 55° C

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{RO} + \int_{298}^{328} \Delta C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta C_p = C_p (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3)$$

$$\Delta C_p = (42,27 + 18) - (31,22 + 27,65)$$

$$\Delta C_p = 1,4$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \int_{298}^{328} 1,4 \, dt$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + 1,4 (T_1 - T_0)$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \frac{1,4(328 - 298)}{1000}$$

$$= -24,7434$$

Panas Reaksi Total

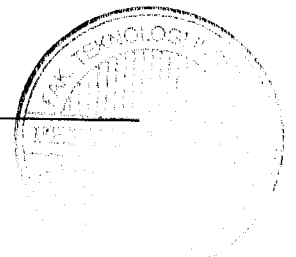
Total masuk = total panas keluar

$$407.297,607 = (Q + 306.612,909) \text{ Kcal/jam}$$

$$Q = 100.684,698 \text{ Kcal/jam}$$

$$Q_p = Q_1 + Q_R - Q_2$$

$$= 407.297,607 + 100.684,698 - 306.612,909$$





$$= 201.369,396 \text{ Kcal/jam}$$

#### J. Menghitung Jumlah Pendingin

Dipilih pendingin coil dengan media air dengan :

Suhu masuk :  $30^{\circ} \text{C}$

Suhu keluar :  $40^{\circ} \text{C}$

Kebutuhan air pendingin

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta t}$$

Dimana

$Q$  = Jumlah panas keluar = 201.369,396 Kcal/Jam

$C_p$  = Panas jenis pendingin = 1 Kcal/kg $^{\circ} \text{C}$

$\Delta t$  = Beda suhu pendingin =  $10^{\circ} \text{C}$

Maka

$$W_a = \frac{201.369,396}{1 \times 10}$$

$$W_a = 20.136,9396 \text{ kg/j}$$

#### K. Menentukan Diameter Pipa Coil

$$R = 3-6 \text{ ft/s} = 4,5 \text{ ft/s}$$

$$Q = A \cdot V$$

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

$$\text{Dimana } Q = 20.136,9369 \text{ l/j} = 0,1975 \text{ ft}^3/\text{s}$$





$$Dp = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0,195 \text{ ft}^3 / s}{4,5 \text{ ft} / s} = 0,0439 \text{ ft}^2$$

$$Dp = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,0439}{3,14}}$$

$$= 0,2365 \text{ ft} = 2,8378 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern diperoleh :

ID : 2,900 in

OD : 3,50 in

At : 6,61 in<sup>2</sup>

At<sup>l</sup> : 0,917 ft<sup>2</sup>/ft

#### L. Menghitung Koeffisien Transfer Panas

Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern:

$$h_o = \frac{0,87 x k}{D} \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \text{den}}{\text{visc}} \right]^{1/2} \left[ \frac{C_p \cdot \text{visc}}{k} \right]^{1/2} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$

$$\text{Sedangkan} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14} = 1$$



Dengan :

$H_o$  = Koefisien transfer panas cairan, BTU/sqft  $j^{\circ}F$

$D$  = Diameter reaktor, ft

$K$  = Konduktivitas panas, BTU/j sqft (F/ft)

$L$  = Diameter putar pengaduk, ft

$Den$  = Densitas putar pengaduk, ft

$Visc$  = Viscositas cairan, lb/j ft

$Viscw$  = Viscositas air, lb/j ft

Diketahui :

$D$  : 1,35444 m = 4,4437 ft

$K$  : 0,1745 BTU/hr ft<sup>2</sup> ( $^{\circ}F/ft$ )

$Den$  : 82,5316 lb/cuFt

$Visc$  : 2,35 lb/hr ft

$N$  : 12.077,7 rph

$L$  : 0,45148 m = 1,4812 ft

Qrata-rata =  $C_{PA} \cdot X_A + C_{PB} \cdot X_B + C_{PC} \cdot X_C + C_{PD} \cdot X_D + C_{PE} \cdot X_E + C_{PF} \cdot X_F$

$XC_6H_6$  = 130,5467 kgmol/930,8352 kgmol = 0,1402

$XC_7H_8$  = 0,0554 kgmol/930,8352 kgmol =  $5,9516 \cdot 10^{-5}$

$XHNO_3$  = 130,5467 kgmol/930,8352 kgmol = 0,1402

$XH_2SO_4$  = 213,3675 kgmol/930,8352 kgmol = 0,2292

$XH_2O$  = 328,122 kgmol/930,8352 kgmol = 0,3525



$$XC_6H_5NO_2 = 128,1969 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1377$$

$$Cp \text{ rata-rata} = \frac{[(31,22)(0,1402)] + [(49,19)(5,9516 \cdot 10^{-5})] + [(27,65)(0,1402)] + [(33,20)(0,2292)] + [(18)(0,3525)] + [(42,27)(0,1377)]}{28,0315}$$

$$= \frac{28,0315}{BM \text{ rata-rata}}$$

$$BM \text{ rata-rata} = \frac{42.075,5326}{930,8352} = 45,2019$$

$$Cp \text{ rata-rata} = \frac{28,0315}{45,2019} = 0,6201 \text{ BTU/lb}^\circ F$$

$$ho = \frac{0,87}{4,4437} (0,1745) \left[ \frac{(1,4812)^2 \times 12,077,7 \times 82,5316}{2,35} \right]^{1/2} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{1/4} .1$$

$$ho = (0,0342) \times (9,531,8244) \times (2,0288) \times 1$$

$$ho = 661,3653 \text{ TBU/j sqft } ^\circ F$$

$$Re = \frac{D \cdot W \cdot a^{2,2}}{visc \cdot A^{1,2}}$$

$$Re = \frac{0,2365 \times 20136,9396 \times 2,2}{2,35 \times (6,61/144)}$$

$$Re = 97.127,1093$$

$$Re = 9,7127 \cdot 10^4$$

Dari frg 24 Kern diperoleh  $JH = 210$

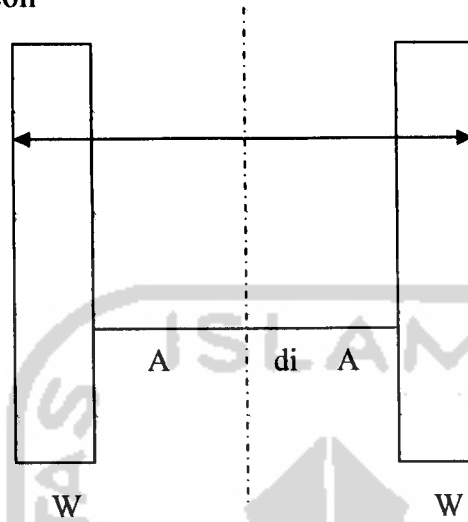
$$hi = jH \frac{K}{D} \left[ \frac{Cp \text{ visc}}{K} \right]^{1/2} \left[ \frac{visc}{viscw} \right]^{0,14}$$

$$hi = 210 \frac{0,1745}{0,2365} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{1/2} .1$$

$$= 314,3607 \text{ BTU/j sqft } ^\circ F$$



### Diameter Coil



$$2A = Dt - di - 2w$$

$$A = \frac{Dt - di - 2w}{2}$$

$$Dc = di + A$$

$$Dc = di + \left[ Dt - \frac{di}{2} - 2W \right]$$

$$Dc = di + \frac{1}{2} Dt - \frac{1}{2} di - W$$

$$Dc \text{ max} = \frac{1}{2} Dt + \frac{1}{2} Di - W$$

$$= \frac{1}{2} \cdot 1,35444 + \frac{1}{2} \cdot 0,45148 - 0,04515 \text{ m}$$

$$= 0,8578 \text{ m}$$

$$= 2,8143 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil } D \text{ coil} = 80\% \text{ Dcoil max}$$

$$= 0,8 \times 0,8578$$



$$= 0,6862 \text{ m}$$

$$= 2,2513 \text{ ft}$$

$$h_{io} = h_i (1 + 3,5 d/Dt)$$

$$= 314,3607 (1 + 3,5 \cdot 0,2417/2,2513)$$

$$= 432,4851 \text{ BTU/j sqft } ^\circ\text{F}$$

### M. Overall Heat Transfer $U_d$

Overall transfer panas saat start up

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{432,4851 \times 661,3653}{432,4851 + 661,3653}$$

$$= 261,4897 \text{ BTU/sqft } ^\circ\text{F}$$

Dari Kern untuk

- organik  $R_d = 0,001$

- water  $R_d = 0,003$

Jadi  $P_d$  total = 0,004

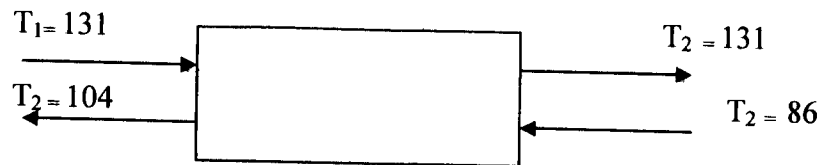
$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$

$$U_d = \frac{261,4897}{(261,4897 \times 0,004) + 1}$$

$$U_d = 127,8079 \text{ BTU/sqft } ^\circ\text{F}$$



### N. Menghitung Luas Transfer Panas



$$LMTD = \frac{(131 - 104) - (131 - 86)}{\ln \frac{(131 - 104)}{(131 - 86)}}$$

$$LMTD = 35,2371 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Maka luas perpindahan panas

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$

$$A_o = \frac{201369,396}{127,8079 \times 35,2371}$$

$$A_o = 44,7132 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah lengkungan coil

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = 1,35444 \text{ m}$$

$$\text{Diameter helix (Dc)} = 0,6 \cdot \text{Dt} = 0,812664 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar pipa coil (x)} = 1,5 \cdot \text{Od}$$

$$= 1,5 \cdot \frac{3,50 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}}$$

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



$$AB = DC, BC = X$$

$$AC = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$= \left[ \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m/ft}} \right)^2 + (0,4375)^2 \right]^{0,5}$$

$$= 2,7019 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2} \pi \cdot AC$$

$$= \frac{1}{2} \pi \cdot 2,7019 \text{ ft}$$

$$= 4,2419 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2} \pi \cdot DC$$

$$= \frac{1}{2} \pi \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m/ft}} \right)$$

$$= 4,186 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur coil (KL)} = \text{keliling busur AB} + \text{keliling busur AC}$$

$$= 4,2419 + 4,186$$

$$= 8,4279 \text{ ft}$$

Panjang total coil

$$L = \frac{Ao}{At^1} = \frac{44,7132 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$$

$$= 48,7603 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan coil

$$N = \frac{L}{KL}$$



$$= \frac{48,7603 \text{ ft}}{8,4279 \text{ ft}}$$

$$= 5,7856 \text{ belitan}$$

$$\sim 6 \text{ belitan}$$

Tinggi tumpukan tiap coil = X . N

$$= 0,4373 \text{ ft} \times 6$$

$$= 2,6238 \text{ ft}$$

$$= 0,2187 \text{ m}$$







$\text{NO}_3 = 0$   
 $\text{H}_2\text{SO}_4 = 2$   
 $\text{H}_2\text{O} = 8$   
 $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 3$   
Q<sub>R</sub> = 3

**REAKTOR****R-04**Tugas : Mereaksiakan  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{C}_6\text{H}_6$  membentuk  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  dengan konversi 98%

Type alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 55°C

**Neraca P**

ahu<sub>i</sub> Cp un<sub>t</sub>  
 Komponen

 $\text{C}_6\text{H}_6$  $\text{C}_7\text{H}_8$  $\text{HNO}_3$  $\text{H}_2\text{SO}_4$  $\text{H}_2\text{O}$  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$ Q<sub>1</sub>**A. Neraca Massa**

Umpan masuk

 $\text{C}_6\text{H}_6 = 4,1238 \text{ kgmol/jam} = 322,1265 \text{ kg/jam}$  $\text{C}_7\text{H}_8 = 0,0554 \text{ kgmol/jam} = 5,1013 \text{ kg/jam}$  $\text{HNO}_3 = 4,1238 \text{ kgmol/jam} = 259,8654 \text{ kg/jam}$  $\text{H}_2\text{SO}_4 = 213,3675 \text{ kgmol/jam} = 3.143,9812 \text{ kg/jam}$  $\text{H}_2\text{O} = 83,7650 \text{ kgmol/jam} = 1.509,1102 \text{ kg/jam}$  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 32,7269 \text{ kgmol/jam} = 4.029,1396 \text{ kg/jam}$ **Jumlah = 338,1624 kgmol/jam = 9.269,3242 kg/jam**

Hasil reaksi

 $\text{C}_6\text{H}_6 = 0,0825 \text{ kgmol/jam} = 6,444 \text{ kg/jam}$  $\text{C}_7\text{H}_8 = 0,0554 \text{ kgmol/jam} = 5,1013 \text{ kg/jam}$ Q<sub>R</sub>



C

## Neraca panas di Reaktor

Input – output = Accumulation

$$(Q_1 + Q_R) - (Q_2 + Q_P) = 0$$

$$Q_P = Q_1 + Q_R - Q_2$$

## a). Panas Masuk

$$\text{Suhu umpan masuk reaktor} = 55^\circ \text{C}$$

$$\text{Suhu refferensi} = 25^\circ \text{C}$$

Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4,1238	31,22	128,7450
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,554	49,59	2,7251
HNO <sub>3</sub>	4,1238	27,65	114,0231
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	83,7650	18	1.507,77
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	32,7269	42,27	1.383,3661
			10.220,4304

$$\text{Panas massa masuk} = \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_0)$$

$$= 10.220,4304 \times (55 - 25)$$

$$= 306.612,909 \text{ Kcal/jam}$$

## b). Panas Massa Keluar

$$\text{Suhu hasil reaksi keluar reaktor} = 55^\circ \text{C}$$

$$\text{Suhu Refferensi} = 25^\circ \text{C}$$



Komponen	m	Cp	M . Cp
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0825	31,22	2,5757
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0554	49,19	2,7251
HNO <sub>3</sub>	0,0825	27,65	2,2811
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	213,3675	33,2	7.083,801
H <sub>2</sub> O	82,0897	18	1.477,6148
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	32,0724	42,27	1.355,7003
			9.924,698

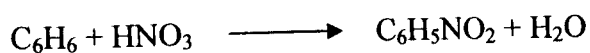
$$\begin{aligned}
 \text{Panas massa keluar} &= \Sigma m \cdot Cp (T_1 - T_0) \\
 &= 9.924,698 \times (55 - 25) \\
 &= 297.740,94 \text{ Kcal/jam}
 \end{aligned}$$

c). Panas Reaksi

Diperoleh data literatur :

Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal / gmol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	11,718
HNO <sub>3</sub>	-41,35
H <sub>2</sub> O	-68,3174
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	13,9

Reaksi :





Panas reaksi pada suhu 25° C

$$\begin{aligned} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3) \\ &= (13,9 - 68,3174) - (11,718 - 41,35) \\ &= - 24,7854 \text{ kcal / gmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi pada suhu 55° C

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{RO} + \int_{298}^{328} \Delta C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta C_p = C_p (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3)$$

$$\Delta C_p = (42,27 + 18) - (31,22 + 27,65)$$

$$\Delta C_p = 1,4$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \int_{298}^{328} 1,4 dt$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + 1,4 (T_1 - T_0)$$

$$\Delta H_{RT} = -24,7854 + \frac{1,4(328 - 298)}{1.000}$$

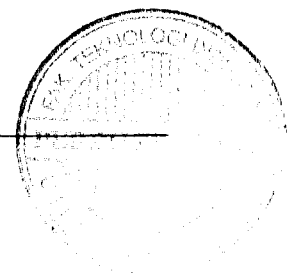
$$= - 24,7434$$

Panas Reaksi Total

Total masuk = total panas keluar

$$306612,909 = (Q + 297.740,94) \text{ Kcal/jam}$$

$$Q = 8.871,969 \text{ Kcal/jam}$$





$$\begin{aligned} Q_p &= Q_1 + Q_R - Q_2 \\ &= 306.612,909 + 8.871,969 - 297.740,94 \\ &= 17.743,938 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

### C. Menghitung Jumlah Pendingin

Dipilih pendingin coil dengan media air dengan :Suhu masuk : 30° C

Suhu keluar : 40° C

Kebutuhan air pendingin

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta t}$$

Dimana

Q = Jumlah panas keluar = 17.743,938 Kcal. Jam

C<sub>p</sub> = Panas jenis pendingin = 1 Kcal/kg° C

Δt = Beda suhu pendingin = 10° C

Maka

$$W_a = \frac{17.743,938}{1 \times 10}$$

$$W_a = 1.774,3938 \text{ kg/j}$$

### D. Menentukan Diameter Pipa Coil

$$R = 3-6 \text{ ft/s} = 4,5 \text{ ft/s}$$

$$Q = A \cdot V$$



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

Dimana  $Q = 1.774,3938 \text{ l/j} = 0,0174 \text{ ft}^3/\text{s}$

$$Dp = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0,0174 \text{ ft}^3/\text{s}}{4,5 \text{ ft}/\text{s}} = 0,0039 \text{ ft}^2$$

$$Dp = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,0039}{3,14}}$$

$$= 0,0705 \text{ ft} = 0,846 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern diperoleh :

ID : 0,824 in

OD : 1,05 in

At : 0,534 in<sup>2</sup>

At<sup>1</sup> : 0,275 ft<sup>2</sup>/ft

### E. Menghitung Koeffisien Transfer Panas

Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern:

$$h_o = \frac{0,87 x k}{D} \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot den}{visc} \right]^{1/4} \left[ \frac{Cp \cdot visc}{k} \right]^{1/4} \left[ \frac{visc}{viscw} \right]^{0,14}$$



Sedangkan  $\left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$

Dengan :

$H_o$  = Koefisien transfer panas cairan, BTU/sqft j<sup>o</sup>F

$D$  = Diameter reaktor, ft

$K$  = Konduktivitas panas, BTU/j sqft (F/ft)

$L$  = Diameter putar pengaduk, ft

$Den$  = Densitas putar pengaduk, ft

$Visc$  = Viscolitas cairan, lb/j ft

$Viscw$  = Viscolitas air, lb/j ft

Diketahui :

$D$  : 1,35444 m = 4,4437 ft

$K$  : 0,1745 BTU/hr ft<sup>2</sup> (°F/ft)

$Den$  : 82,5316 lb/cuFt

$Visc$  : 2,35 lb/hr ft

$N$  : 12077,7 rph

$L$  : 0,45148 m = 1,4812 ft

$Q_{rata-rata} = C_{PA} \cdot X_A + C_{PB} \cdot X_B + C_{PC} \cdot X_C + C_{PD} \cdot X_D + C_{PE} \cdot X_E + C_{PF} \cdot X_F$

$X_{C_6H_6} = 130,5467 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1402$

$X_{C_7H_8} = 0,0554 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 5,9516 \cdot 10^{-5}$

$X_{HNO_3} = 130,5467 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1402$

$X_{H_2SO_4} = 213,3675 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,2292$



$$XH_2O = 328,122 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,3525$$

$$XC_6H_5NO_2 = 128,1968 \text{ kgmol}/930,8352 \text{ kgmol} = 0,1377$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ rata-rata} &= [(31,22)(0,1402)] + [(49,19)(5,9516 \cdot 10^{-5})] + [(27,65)(0,1402)] + \\ &[(33,20)(0,2292)] + [(18)(0,3525)] + [(42,27)(0,1877)] \\ &= \frac{28,0318}{BM \text{ rata-rata}} \end{aligned}$$

$$BM \text{ rata-rata} = \frac{42.075,5326}{930,8352} = 45,2019$$

$$C_p \text{ rata-rata} = \frac{28,0315}{45,2019} = 0,6201 \text{ BTU}/lb^\circ F$$

$$h_o = \frac{0,87}{4,4437} (0,1745) \left[ \frac{(1,4812)^2 \times 12,077,7 \times 82,5316}{2,35} \right]^{1/2} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{1/4} \cdot 1$$

$$h_o = (0,0342) \times (9,531,8244) \times (2,0288) \times 1$$

$$h_o = 661,3653 \text{ TBU}/j \text{ sqft } ^\circ F$$

$$Re = \frac{D \cdot W \cdot a \cdot 2,2}{visc \cdot A \cdot t^n}$$

$$Re = \frac{0,3058 \times 1.774,3938 \times 2,2}{2,35 \times (0,534/144)}$$

$$Re = 31.580,2222$$

$$Re = 3,1580 \cdot 10^4$$

Dari frg 24 Kern diperoleh  $JH = 70$

$$hi = jH \frac{K}{D} \left[ \frac{C_p \text{ visc}}{K} \right]^{1/3} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$

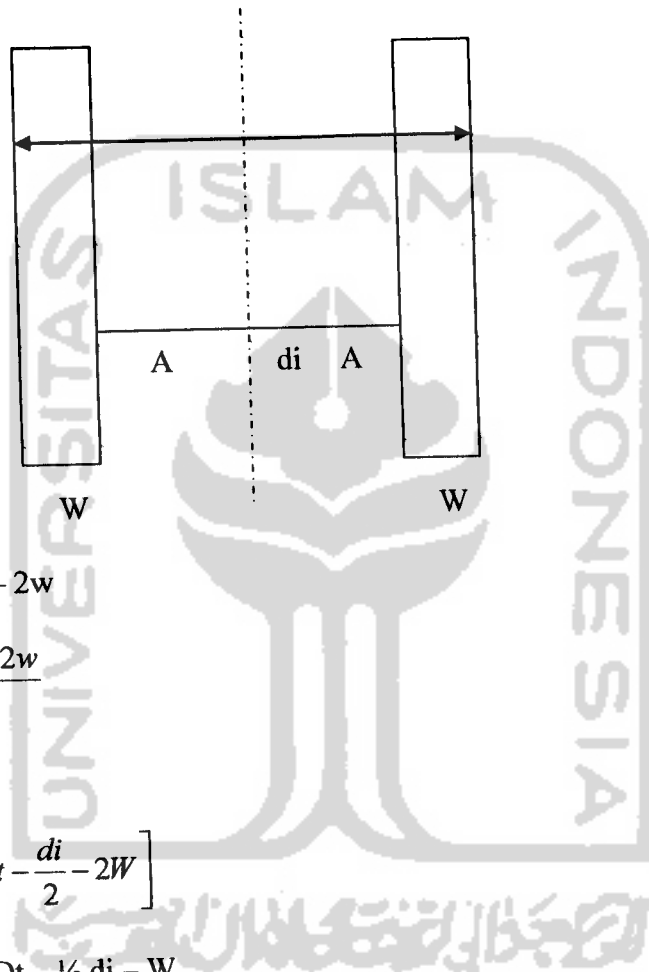




$$hi = 70 \frac{0,1745}{0,0705} \left[ \frac{0,6201 \times 2,35}{0,1745} \right]^{1/4} .1$$

$$= 351,5192 \text{ BTU/j sqft F}$$

Diameter Coil



$$2A = Dt - di - 2w$$

$$A = \frac{Dt - di - 2w}{2}$$

$$Dc = di + A$$

$$Dc = di + \left[ Dt - \frac{di}{2} - 2W \right]$$

$$Dc = di + \frac{1}{2} Dt - \frac{1}{2} di - W$$

$$Dc \text{ max} = \frac{1}{2} Dt + \frac{1}{2} Di - W$$

$$= \frac{1}{2} \cdot 1,35444 + \frac{1}{2} \cdot 0,45148 - 0,04515 \text{ m}$$

$$= 0,8578 \text{ m}$$

$$= 2,8143 \text{ ft}$$



$$\begin{aligned}\text{Diambil } D_{\text{coil}} &= 80\% D_{\text{coil max}} \\ &= 0,8 \times 0,8578 \\ &= 0,6862 \text{ m} \\ &= 2,2513 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}h_{io} &= h_i (1 + 3,5 d/Dt) \\ &= 351,5192 (1 + 3,5 \cdot 0,0687/2,2513) \\ &= 389,0632 \text{ BTU/j sqft } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

#### F. Overall Heat Transfer Ud

Overall transfer panas saat start up

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ U_c &= \frac{389,0632 \times 661,3653}{389,0632 + 661,3653} \\ &= 244,9599 \text{ BTU/sqft F}\end{aligned}$$

Dari Kern untuk

- organik  $R_d = 0,001$

- water  $R_d = 0,003$

Jadi  $P_d \text{ total} = 0,004$

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$



$$Ud = \frac{224,9599}{(224,9599 \times 0,004) + 1}$$

$$Ud = 123,7271 \text{ BTU/sqft } ^\circ\text{F}$$

### G. Menghitung Luas Transfer Panas



$$LMTD = \frac{(131 - 104) - (131 - 86)}{\ln \frac{(131 - 104)}{(131 - 86)}}$$

$$LMTD = 35,2371 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Maka luas perpindahan panas

$$Ao = \frac{Q}{Ud \cdot LMTD}$$

$$Ao = \frac{17.743,938}{123,7271 \times 35,2371}$$

$$Ao = 4,0699 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah lengkungan coil

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = 1,35444 \text{ m}$$

$$\text{Diameter helix (Dc)} = 0,6 \cdot \text{Dt} = 0,812664 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar pipa coil (x)} = 1,5 \cdot \text{Od}$$



$$= 1,5 \cdot \frac{1,05 \text{ in}}{12 \text{ in / ft}}$$

$$= 0,1313 \text{ ft}$$

$$AB = DC, BC = X$$

$$AC = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$= \left[ \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m / ft}} \right)^2 + (0,1313)^2 \right]^{0,5}$$

$$= 2,6695 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2} \pi \cdot AC$$

$$= \frac{1}{2} \pi \cdot 2,6695 \text{ ft}$$

$$= 4,1911 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2} \pi \cdot DC$$

$$= \frac{1}{2} \pi \left( \frac{0,812664 \text{ m}}{0,3048 \text{ m / ft}} \right)$$

$$= 4,186 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur coil (KL)} = \text{keliling busur AB} + \text{keliling busur AC}$$

$$= 4,1911 + 4,186$$

$$= 8,3771 \text{ ft}$$

Panjang total coil

$$L = \frac{Ao}{At^1} = \frac{4,0699 \text{ ft}^2}{0,275 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$$

$$= 14,7996 \text{ ft}$$

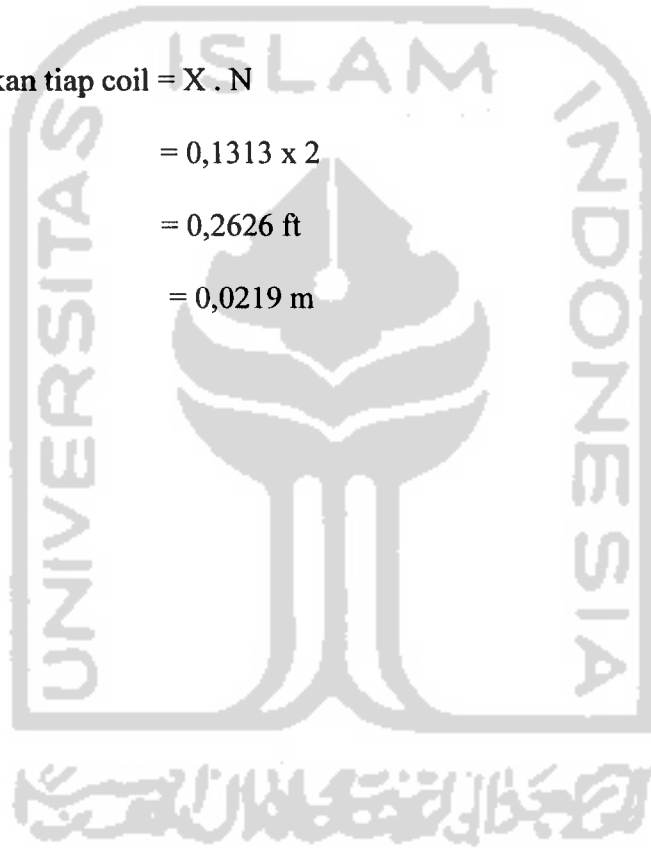


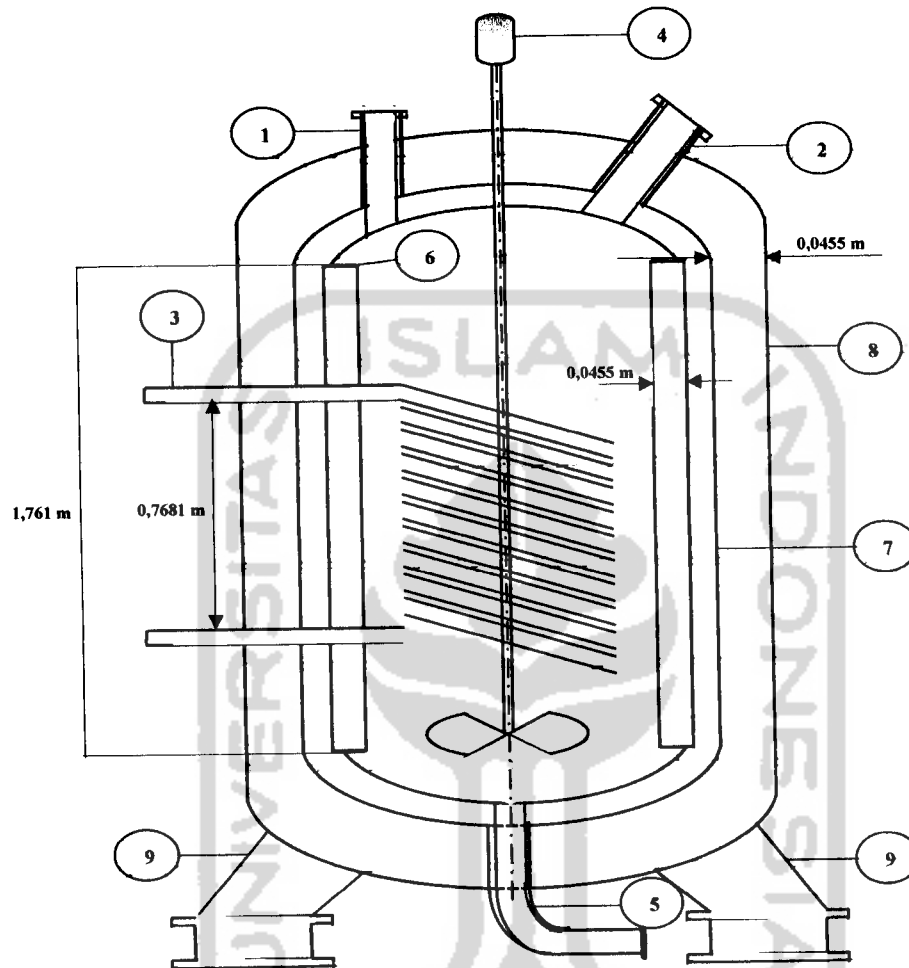
Jumlah lengkungan coil

$$\begin{aligned} N &= \frac{L}{KL} \\ &= \frac{14,7996 \text{ ft}}{8,3771 \text{ ft}} \\ &= 1,7667 \text{ belitan} \\ &= 2 \text{ belitan} \end{aligned}$$

Tinggi tumpukan tiap coil = X . N

$$\begin{aligned} &= 0,1313 \times 2 \\ &= 0,2626 \text{ ft} \\ &= 0,0219 \text{ m} \end{aligned}$$





Gambar 1.0 Detail Reaktor 04



### Keterangan Gambar 1.0

1. Pipa Umpan
2. Man Hole
3. Coil Pendingin
4. Motor Pengaduk
5. Pipa Pengeluaran
6. Baffle
7. Dinding Reaktor
8. Isolasi
9. Penyangga



# NERACA MASSA

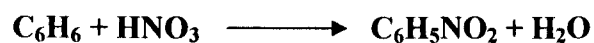






## NERACA MASSA

Rx. Yang terjadi di reaktor:



Yield : 95 – 98 %

Perbandingan mol  $\text{C}_6\text{H}_6$  :  $\text{HNO}_3$  = 1:1

BM masing-masing komponen (gr/gmol)

$\text{C}_6\text{H}_6$  : 78,114

$\text{C}_7\text{H}_8$  : 92,141

$\text{HNO}_3$  : 63,016

$\text{H}_2\text{SO}_4$  : 98,082

$\text{H}_2\text{O}$  : 18,016

$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  : 123,114

$\text{NaNO}_3$  : 84,999

$\text{Na}_2\text{SO}_4$  : 142,048

$\text{NaOH}$  : 39,999

Kapasitas produksi 125.000 ton/tahun : 125.000 x 1.000 kg / 330 x 24 jam

: 15.782,8283 kg/jam

operasi : 330 hari

1 hari operasi : 24 jam



### NERACA MASA DI SEKITAR REAKTOR

15.782,8283 kg/jam : 128,1969 kmol/jam

$C_6H_6$	+	$HNO_3$	$\longrightarrow$	$C_6H_5NO_2$	+	$H_2O$
M 128,1969/x		128,1969/x		-		-
R 128,1969		128,1969		128,1969		128,1969
K (128,1969/x)-128,1969		(128,1969/x)-128,1969		128,1969		128,1969

Maka:

$C_6H_6$  mula-mula : 130,5467 kmol/jam ✓

Reaksi : 128,1969 kmol/jam

Sisa : 2,3498 kmol/jam

$C_6H_6$  yang masuk : 10.197,5249 kg/jam

$C_6H_6$  yang keluar : 183,5523 kg/jam

Perbandingan toluene dengan benzene adalah 0,05 : 99,95

$0,05/99,95 \times 10.197,5249 = 5,1013 \longrightarrow$  hasil toluen

$HNO_3$  mula-mula : 130,5467 kmol/jam

Reaksi : 128,1969 kmol/jam

Sisa : 2,3498 kmol/jam

$HNO_3$  yang masuk : 8.226,5308 kg/jam

$HNO_3$  yang keluar : 148,075 kg/jam

Rx:



$HNO_3 = 8.226,5308$  kg/jam



Maka:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 59,68/23,46 \times 8.226,5308 = 20.927,5089 \text{ kg/jam}$$

Dimana:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang masuk} = \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang keluar}$$

$$\text{Konsentrasi H}_2\text{O} : 2\% \text{ dan H}_2\text{SO}_4 : 98\%$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O mula-mula} & : 2/98 \times 20.927,5089 \\ & : 427,0920 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{konsentrasi H}_2\text{O} : 40\% \text{ dan HNO}_3 : 60\%$$

$$\text{H}_2\text{O yang bereaksi} = 40/60 \times 8.226,5308 = 5.484,3539 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} & = \text{H}_2\text{O mula-mula} + \text{H}_2\text{O reaksi} \\ & = 427,0920 + 5.484,3539 \\ & = 5.911,4459 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka hasil H}_2\text{O yang keluar} & = \text{H}_2\text{O masuk} + \text{H}_2\text{O yang bereaksi} \\ & = 8.221,0412 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

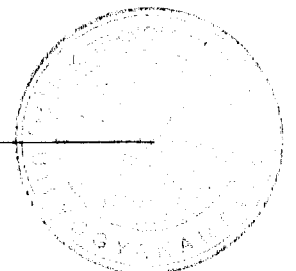
$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 \text{ yang dihasilkan} & = 128,1969 \times 123,114 \\ & = 15.782,8331 \end{aligned}$$

#### NERACA MASSA DI SEKITAR MIXER (M-01)

$$\text{HNO}_3 \text{ perbandingan mol feed C}_6\text{H}_6 : \text{HNO}_3 = 1:1$$

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 \text{ yang masuk} & = \text{HNO}_3 \text{ yang keluar} \\ & = 8.226,5308 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{harga H}_2\text{SO}_4 \text{ yang masuk} = \text{harga H}_2\text{SO}_4 \text{ yang keluar mixer}$$





$$= 20.927,5089 \text{ kg/jam}$$

**H<sub>2</sub>O**

$$\begin{aligned} X5^{(2)}M2 &+ X5^{(3)}M3 &= X5^{(4)}M4 \\ (2/4 \times 20.927,5089) &+ (4/6 \times 8.226,5308) &= 5.911,4459 \\ 427,0920 &+ 5.484,3539 &= 5.911,4459 \end{aligned}$$

### NERACA MASSA DI SEKITAR DEKANTER (Dc-01)

Neraca massa total:

$$M5 = M6 + M7$$

Pemisahan di sekitar ini berdasarkan kelarutan dalam air pada suhu 40°C.

Kelarutan benzene dan toluene dalam air sangat kecil sehingga dapat diabaikan

Kelarutannya nitrobenzene dalam air = 0,3391 (dalam 100 bagian)

Kelarutan air dalam nitrobenzene = 0,31921 ( dalam 100 bagian)

Berdasarkan data kelarutan tersebut maka terjadi dua lapisan:

- Lapisan atas (organik) yang terdiri dari benzene, toluene, nitrobenzene, air dan sedikit asam.
- Lapisan bawah (an organik) yang terdiri asam nitrat, asam sulfat, air dan sedikit nitrobenzene.

**Neraca massa komponen:**

**C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>**

$$\begin{aligned} X1^{(5)}M5 &= X1^{(7)}M7 \\ &= 183.5523 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



### $C_7H_8$

$$\begin{aligned} X2^{(5)}M5 &= X2^{(7)}M7 \\ &= 5,1013 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### $H_2O$

$$\begin{aligned} X5^{(5)}M5 &= X5^{(6)}M6 + X5^{(7)}M7 \\ X5^{(5)}M5 &= X5^{(6)}M6 + 0,0031921 X6^{(7)}M7 \\ 8.221,0412 &= X5^{(6)}M6 + 0,0031921 X6^{(7)}M7 \dots\dots\dots(1) \end{aligned}$$

### $C_6H_5NO_2$

$$\begin{aligned} X6^{(5)}M5 &= X6^{(6)}M6 + X6^{(7)}M7 \\ X6^{(5)}M5 &= 0,003391 X5^{(6)}M6 + X6^{(7)}M7 \\ 15.782,8331 &= 0,003391 X5^{(6)}M6 + X6^{(7)}M7 \dots\dots\dots(2) \end{aligned}$$

dari persamaan (1) dan (2) diselesaikan:

$$\begin{aligned} 15.782,8331 &= 0,003391 X5^{(6)}M6 + X6^{(7)}M7 \\ 8.221,0412 &= X5^{(6)}M6 + 0,0031921 X6^{(7)}M7 \\ \hline 15.782,8331 &= 0,003391 X5^{(6)}M6 + X6^{(7)}M7 \\ 27,8776 &= 0,003391 X5^{(6)}M6 + 1,08244111 \cdot 10^{-5} X6^{(7)}M7 \\ \hline 15.754,9555 &= 0,999989175 X6^{(7)}M7 \end{aligned}$$

maka:

$$X6^{(7)}M7 = 15.755,1261 \text{ kg/jam}$$

### $C_6H_5NO_2$

$$\begin{aligned} X6^{(6)}M6 &= X6^{(5)}M5 - X6^{(7)}M7 \\ X6^{(6)}M6 &= 15.782,8331 - 15.755,1261 \end{aligned}$$



### H<sub>2</sub>O

$$X5^{(6)}M6 = X5^{(5)}M5 - X5^{(7)}M7$$

$$X5^{(6)}M6 = X5^{(5)}M5 - 0,0031921 X6^{(7)}M7$$

$$\begin{aligned} X5^{(6)}M6 &= 8.221,0412 - (0,0031921 \times 15.755,1261) \\ &= 8.170,7493 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

persentase air yang larut dalam fase organik:

$$= 50,2919/8.221,0412 \times 100\%$$

$$= 0,6117\%$$

### HNO<sub>3</sub>

$$X3^{(5)}M5 = X3^{(6)}M6 + X3^{(7)}M7$$

$$X3^{(5)}M5 = X3^{(6)}M6 + 0,6117\% X3^{(5)}M5$$

$$\begin{aligned} X3^{(6)}M6 &= X3^{(5)}M5 - 0,6117\% X3^{(5)}M5 \\ &= 148,075 - (0,6117\% \times 148,075) \\ &= 147,1692 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

$$X4^{(5)}M5 = X4^{(6)}M6 + X4^{(7)}M7$$

$$\begin{aligned} X4^{(6)}M6 &= X4^{(5)}M5 - X4^{(7)}M7 \\ &= X4^{(5)}M5 - (0,6117\% \times X4^{(5)}M5) \\ &= 20.927,5089 - (0,6117\% \times 20.927,5089) \\ &= 20.799,4953 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



## NERACA MASSA DI SEKITAR NETRALIZER

Asumsi : Asam nitrat dan asam sulfat bereaksi sempurna dengan NaOH membentuk  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dan  $\text{NaNO}_3$

### Reaksi:



### Neraca massa total:

$$M7 + M8 = M9$$

### Neraca massa komponen

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_6 \text{ X1}^{(7)} \text{ M7} &= \text{X1}^{(9)} \text{ M9} \\ &= 183,5523 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

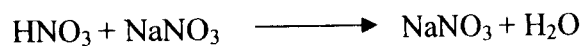
$$\begin{aligned} \text{C}_7\text{H}_8 \text{ X2}^{(7)} \text{ M7} &= \text{X2}^{(9)} \text{ M9} \\ &= 5,1013 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 \text{ X6}^{(7)} \text{ M7} &= \text{X6}^{(9)} \text{ M9} \\ &= 15.755,1261 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 \text{ X3}^{(7)} \text{ M7} &= 0,9058 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0144 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH bereaksi} &= 0,0144 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,5759 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

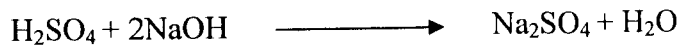
$\text{HNO}_3$  habis bereaksi terbentuk menjadi  $\text{NaNO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$



$$\text{NaNO}_3 = 0,0144 \text{ kmol/jam}$$



$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= 0,0144 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,2594 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ X4}^{(7)} \text{ M7} &= 128,0136 \text{ kg/jam} \\ &= 1,3052 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH bereaksi} &= 2 \times 1,3052 \text{ kmol/jam} \\ &= 2,6104 \text{ kmol/jam} \\ &= 104,4134 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> habis terbentuk menjadi Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 &= 1,3052 \text{ kmol/jam} \\ &= 185,4010 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 2,6104 \text{ kmol/jam} \\ &= 47,0289 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan NaOH teoritis} &= 104,4134 + 0,5759 \\ &= 104,9893 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{perbandingan NaOH dan Air} \longrightarrow 40\% : 60\%$$

$$\begin{aligned} \text{dibuat excess 20\%} &= (104,9893 \times 20\%) + 104,9872 \\ &= 125,9872 \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O X2}^{(9)} \text{ M9} = \text{X5}^{(7)} \text{ M7} + \text{hasil reaksi} + \text{kadar air dalam NaOH}$$

$$\begin{aligned} \text{Kadar air dalam NaOH} &= 60/40 \times 125,9872 \\ &= 188,9807 \end{aligned}$$

larutan NaOH 40% dan air 60%

$$\text{H}_2\text{O X2}^{(9)} \text{ M9} = \text{X5}^{(7)} \text{ M7} + \text{hasil reaksi} + \text{kadar air dalam NaOH}$$





$$= 50,2919 + (47,0289 + 0,2594) + 188,9807$$

$$= 286,5609 \text{ kg/jam}$$

### NERACA MASSA DI SEKITAR DEKANTER (Dc-02)

Data – data kelarutan masing-masing zat kelarutan nitrobenzene dalam air : 0,3391 (dalam 100 bagian).

Kelarutan air dalam nitrobenzene : 0,31921 (dalam 100 bagian)

Kelarutan benzene dan toluene dalam air sangat kecil sehingga dapat diabaikan berdasarkan data kelarutan tersebut maka terjadi 2 lapisan:

Lapisan atas terdiri dari benzene, toluene, nitrobenzene dan air.

Lapisan bawah terdiri dari  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NaNO}_3$  dan sedikit nitrobenzene.

**Neraca massa total:**

$$M9 = M10 + M11$$

**Neraca massa komponen**

**$\text{C}_6\text{H}_6$**

$$\begin{aligned} X1^{(9)} M9 &= X1^{(11)} M11 \\ &= 183.5523 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**$\text{C}_7\text{H}_8$**

$$\begin{aligned} X2^{(9)} M9 &= X2^{(11)} M11 \\ &= 5,1013 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**$\text{NaNO}_3$**

$$\begin{aligned} X8^{(9)} M9 &= X8^{(10)} M10 \\ &= 1,2239 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



**Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

$$\begin{aligned} X9^{(9)}M9 &= X9^{(10)}M10 \\ &= 185,4010 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NO<sub>2</sub>**

$$\begin{aligned} X6^{(9)}M9 &= X6^{(10)}M10 + X6^{(11)}M11 \\ X6^{(9)}M9 &= 0,003391 X5^{(10)}M10 + X6^{(11)}M11 \\ 15.775,1261 &= 0,003391 X5^{(10)}M10 + X6^{(11)}M11 \dots\dots\dots(1) \end{aligned}$$

**H<sub>2</sub>O**

$$\begin{aligned} X5^{(9)}M9 &= X5^{(10)}M10 + X5^{(11)}M11 \\ 286,5609 &= X5^{(10)}M10 + 0,0031921 X6^{(11)}M11 \dots\dots\dots(2) \end{aligned}$$

**persamaan (1) dan (2) diselesaikan:**

$$\begin{aligned} 15.775,1261 &= 0,003391 X5^{(10)}M10 + X6^{(11)}M11 \\ 286,5609 &= X5^{(10)}M10 + 0,0031921 X6^{(11)}M11 \\ \hline 15.775,1261 &= 0,003391 X5^{(10)}M10 + X6^{(11)}M11 \\ 0,9717 &= 0,003391 X5^{(10)}M10 + 1,0824 \cdot 10^{-5} X6^{(11)}M11 \end{aligned}$$

$$15.754,1544 = 0,999989176 \cdot X6^{(11)}M11$$

$$X6^{(11)}M11 = 15.754,3249 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} X6^{(10)}M10 &= X6^{(9)}M9 - X6^{(11)}M11 \\ &= 15.775,1261 - 15.754,3249 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X5^{(10)}M10 &= X5^{(9)}M9 + X5^{(11)}M11 \\ &= X5^{(9)}M9 - 0,0031921 X6^{(11)}M11 \end{aligned}$$



$$= 286,5609 - (0,0031921 \times 15.754,3249)$$

$$= 236,2715 \text{ kg/jam}$$

### NERACA MASSA DI SEKITAR MENARA DISTILASI

Dari kapasitas produksi maka dapat ditentukan kapasitas produk:

$$99,8\% \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 15.751,2626$$

$$0,1\% \text{ C}_6\text{H}_6 = 15,7828$$

$$0,03\% \text{ C}_7\text{H}_8 = 4,7348$$

$$0,07\% \text{ H}_2\text{O} = 11,0479$$

dari kapasitas produksi: 15.782,8283

**Neraca massa total:**

$$M_{11} = M_{12} + M_{13}$$

**Neraca massa komponen**

**C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>**

$$X_1^{(11)}M_{11} = X_1^{(12)}M_{12} + X_1^{(13)}M_{13}$$

$$X_1^{(13)}M_{13} = X_1^{(11)}M_{11} - X_1^{(12)}M_{12}$$

$$= 183,5523 - 15,7828$$

$$= 167,7695 \text{ kg/jam}$$

**C<sub>7</sub>H<sub>8</sub>**

$$X_2^{(11)}M_{11} = X_2^{(12)}M_{12} - X_2^{(13)}M_{13}$$

$$= 5,1013 - 4,7348$$

$$= 0,3665 \text{ kg/jam}$$



### **H<sub>2</sub>O**

$$X5^{(11)}M11 = X5^{(12)}M12 + X5^{(13)}M13$$

$$X5^{(13)}M13 = X5^{(11)}M11 - X5^{(12)}M12$$

$$= 50,2894 - 11,0479$$

$$= 39,2415 \text{ kg/jam}$$

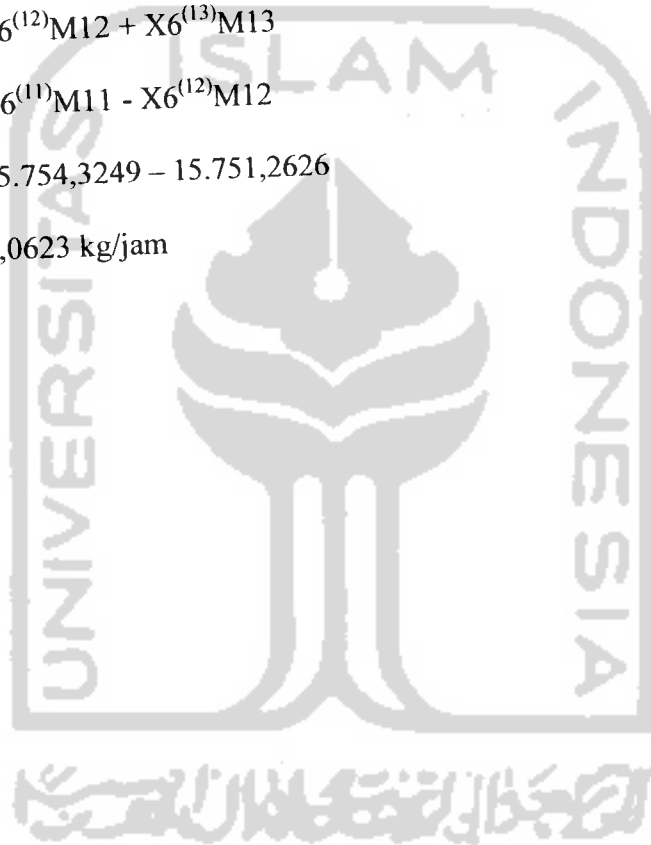
### **C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NO<sub>2</sub>**

$$X6^{(11)}M11 = X6^{(12)}M12 + X6^{(13)}M13$$

$$X6^{(13)}M13 = X6^{(11)}M11 - X6^{(12)}M12$$

$$= 15.754,3249 - 15.751,2626$$

$$= 3,0623 \text{ kg/jam}$$



# MENARA DISTILASI





### MENARA DISTILASI (MD-01)

Fungsi : Memisahkan produk nitrobenzene sampai kemurnian 99,8%

#### Menentukan kondisi feed

Feed masuk pada suhu bubble pointnya dari trial suhu bubble pointnya maka didapat:

Pt : 1,1 atm

T : 198,75°C

Komponen	M(kg)	M(kmol)	Xi	P <sup>o</sup> i	Ki	Yi
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	183,5523	2,3498	0,0176	10.423,6615	12,4685	0,2194
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,1013	0,0554	0,0004	5.470,7715	6,5439	0,0026
H <sub>2</sub> O	50,2894	2,7914	0,0209	11.348,2874	13,5745	0,2837
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15.754,3249	127,9653	0,9609	430,6249	0,5151	0,4949
		133,1619				1,0006

#### Menentukan kondisi operasi menara atas

❖ Dew point

Suhu dew point sehingga didapat  $\sum X = 1$  diperoleh:

Pt : 1,05 atm

T : 104,27°C



Perhitungan Menara Distilasi

Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu

Komponen	M(kg)	M(kmol)	$X_i$	$P^o_i$	$K_i$	$Y_i$
$C_6H_6$	167,7695	2,1478	0,4932	1.507,7784	1,8896	0,2610
$C_7H_8$	0,3665	0,0039	0,0009	629,3742	0,8182	0,0011
$H_2O$	39,2415	2,1781	0,5002	878,7008	1,1025	0,4537
$C_6H_5NO_2$	3,0623	0,0249	0,0057	19,0387	0,0200	0,2850
		4,3547				1,0008

❖ Bubble point

Pt : 1,05 atm

T : 91,45 °C

Komponen	M(kg)	M(kmol)	$X_i$	$P^o X_i$	$K_i$	$Y_i$
$C_6H_6$	167,7695	2,1478	0,4932	1.059,8104	1,3281	0,6550
$C_7H_8$	0,3665	0,0039	0,0009	424,1112	0,5556	0,0005
$H_2O$	39,2415	2,1781	0,5002	552,4048	0,6921	0,3462
$C_6H_5NO_2$	3,0623	0,0249	0,0057	10,6773	0,0175	0,0001
		4,3547				1,0017

Menentukan kondisi operasi menara bawah

❖ Bubble point

Dari trial didapat:

Pt : 1,17 atm

T : 223,65 °C



Komponen	M(kg)	M(kmol)	$X_i$	$P^0 X_i$	$K_i$	$Y_i$
$C_6H_6$	15,7828	0,2020	0,0016	15.130,5548	17,0159	0,0272
$C_7H_8$	4,7348	0,0514	0,0514	8.295,7389	9,3294	0,0037
$H_2O$	11,0479	0,6132	0,6132	18.627,8146	20,9489	0,1006
$C_6H_5NO_2$	15.751,2626	127,9405	127,9405	777,6019	0,8745	0,8686
		128,8071				1,0001

### Menentukan konstanta underwood

Persamaan underwood

$$R_{min} + 1 = \sum (\alpha_i \cdot X_i / \alpha_i \cdot \theta)_D$$

Harga  $\theta$  dapat dicari dari persamaan

$$1 - q = \sum (\alpha_i \cdot X_i / \alpha_i \cdot \theta)_F$$

Feed masuk pada kondisi cair jenuh  $q : 1$

Komponen	$X_i$	$K_i$	$\alpha_i$	$\alpha_i \cdot X_i$
$C_6H_6$	0,0176	12,4685	24,2059	0,4260
$C_7H_8$	0,0004	6,5439	12,7041	0,0051
$H_2O$	0,0209	13,5745	26,3531	0,5508
$C_6H_5NO_2$	0,9609	0,5151	1,0000	0,9611

$$1 - 1 = (0,4260 / (24,2059 - \theta)) + (0,0051 / (12,7041 - \theta)) + (0,5508 / (26,3531 - \theta)) + (0,9611 / (1 - \theta))$$





$$0 = 0,0001$$

jadi trial diperoleh  $\theta = 12,24$

### Distilat

Komponen	$X_i$	$K_i$	$\alpha_i$	$\alpha_i \cdot X_i$
$C_6H_6$	0,4932	1,3281	99,1119	48,8819
$C_7H_8$	0,0009	0,5556	39,6642	0,0357
$H_2O$	0,5002	0,6921	51,6567	25,8387
$C_6H_5NO_2$	0,0057	0,0175	1,0000	0,0057

$$\begin{aligned}
 R_{min} + 1 &= (48,8819 / (99,1119 - 12,24)) + (0,0357 / (39,6642 - 12,24)) + \\
 &\quad (25,8387 / (51,6567 - 12,24)) + (0,0057 / (1,0000 - 12,24)) \\
 &= 1,2189
 \end{aligned}$$

$$R_{min} = 0,2189$$

Untuk pendinginan air

$$R/R_{min} = 1,2 - 1,3$$

Diambil

$$R/R_{min} = 1,25$$

$$R = 1,25 \times R_{min}$$

$$= 1,25 \times 0,2189$$

$$= 0,2737$$

$$D = 4,3547 \text{ kmol}$$

$$L = R \times D$$



$$= 0,2737 \times 4,3547 \text{ kmol}$$

$$= 1,1918 \text{ kmol}$$

$$V = L + D$$

$$= 1,1918 + 4,3547$$

$$= 5,5465 \text{ kmol}$$

#### Komposisi uap masuk

$$C_6H_6 = 0,4932 \times 5,5465 = 2,7355 \text{ kmol}$$

$$C_7H_8 = 0,0009 \times 5,5465 = 0,0049 \text{ kmol}$$

$$H_2O = 0,5002 \times 5,5465 = 2,7744 \text{ kmol}$$

$$C_6H_5NO_2 = 0,0057 \times 5,5465 = 0,0316 \text{ kmol}$$

#### Komposisi cairan masuk refluks

$$C_6H_6 = 0,4932 \times 1,1918 = 0,5878 \text{ kmol}$$

$$C_7H_8 = 0,0009 \times 1,1918 = 0,0011 \text{ kmol}$$

$$H_2O = 0,5002 \times 1,1918 = 0,5961 \text{ kmol}$$

$$C_6H_5NO_2 = 0,0057 \times 1,1918 = 0,0011 \text{ kmol}$$

#### Menentukan panas penguapan

Data perhitungan  $\Delta H$  uap untuk masing-masing komponen

$$\Delta H_{\text{uap}} = \Delta H_{\text{uap}, I} \left( \frac{T_c - T}{T_c - T_i} \right)^{0,38}$$

$$\Delta H_{\text{uap}} = \text{panas penguapan pada suhu tertentu, kkal/mol}$$

$$\Delta H_{\text{uap}, i} = \text{panas penguapan pada suhu } I \text{ (normal boiling } \rho \text{)}$$



Komponen	Tc (K)	Ti (K)	$\Delta H_{\text{uap},i}$	$\Delta H_{\text{uap}}$ , kkal/mol
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	562,1	353,1	7,3568	7,0211
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	591,7	383,6	7,9352	8,0261
H <sub>2</sub> O	647,3	373,0	9,7235	9,6657
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	677,0	483,8	9,7393	11,5081

$$Q_v = m \cdot \Delta H_{\text{uap}}$$

Komponen	M (Kmol)	$\Delta H_{\text{uap}}$ kkal/mol	Qv (kkal)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	2,7355	7,0211	19.206,2191
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0049	8,0261	39,3279
H <sub>2</sub> O	2,7744	9,6657	26.816,5181
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0316	11,5081	363,6559
			46.425,7210

### Menghitung jumlah plate ideal

Dari neraca panas diperoleh

$$R_{\text{min}} = 0,2189$$

$$R = 0,2737$$

$$R - R_{\text{min}} / R + 1 = ((0,2737 - 0,2189) / (0,2737 + 1))$$

$$= 0,0430$$

$$\alpha_D = \text{KLK} / \text{KHK}$$

$$\alpha_B = \text{KLK} / \text{KHK}$$



dimana:

komponen kunci ringan : air (LK)

komponen kunci berat : Nitrobenzene (HK)

$$\begin{aligned}\alpha D &= 1,1025 / 0,0200 \\ &= 55,125\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha B &= 20,9489 / 0,8745 \\ &= 23,9553\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha \text{ avg} &= (\alpha B \cdot \alpha D)^{0,5} \\ &= 36,3392\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{\text{min}} &= \log (XLK/XHK)_D (XHK/XLK)_B / \log 36,3392 \\ &= 2,7354\end{aligned}$$

dari fig. 19.5 chemical engineering

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

$$N - N_{\text{min}} = 0,6 N + 0,6$$

$$N - 2,7354 = 0,6 N + 0,6$$

$$0,4 N = 3,3354$$

$$N = 8,3385 \quad (\text{plate ideal})$$

Effisiensi plate

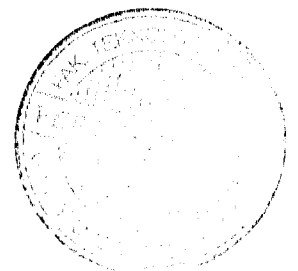
$$\alpha \text{ avg} = 36,3392$$

$$\mu f = 0,3214$$

$$\varepsilon o = 0,28 \quad (\text{fig 15-9, petters})$$

$$\begin{aligned}N_{\text{actual}} &= 8,3385 / 0,28 \\ &= 29,78\end{aligned}$$

$$\text{jumlah plate} = 30$$



**Menentukan plate feed**

$$\text{Log } N_r / N_s = 0,206 \log ((B/D)((X_F.HF)/(X_F.LF)).((XLK)_B/(XHK)_D)^2)$$

**Dimana:**

$N_r$  = banyaknya stage diatas feed

$N_s$  = banyaknya stage dibawah feed

$B$  = mol produk bottom

$D$  = mol produk destilat

$XLK$  = fraksi mol komponen kunci ringan

$XHK$  = fraksi mol komponen kunci berat

$\text{Log } N_r/N_s$  = 0,6109

$N_r/N_s$  = 4,0823

$N_r$  = 4,0823  $N_s$

$30 - N_s$  = 4,0823  $N_s$

$30$  = 5,0823  $N_s$

$N_s$  = 5,9028

$N_s$  = 6

$N_r$  = 30 - 6

= 24

jadi feed masuk pada plate 6 dari bawah (antara plate 6 dan 7)

**Menentukan dimensi kolom****Kondisi operasi puncak menara**

Pada  $T$  : 104,27°C



P : 1,05 atm

Komponen	Xi (mol)	Xi (berat)	BM	$\rho$	Xi . BM	Xi . $\rho$
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,4932	0,7950	78,114	0,7879	38,5258	0,6264
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0009	0,0017	92,141	0,7875	0,0829	0,0013
H <sub>2</sub> O	0,5002	0,1857	18,016	0,9720	9,0116	0,1807
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0057	0,0174	123,114	1,2130	0,7017	0,0211
					48,3220	0,8295

$$B_{mavg} = 48,3220$$

$$\rho_l = \sum X_i \cdot \rho_i$$

$$= 0,8295 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 829,5 \text{ kg/m}^3$$

$$= 51,7839 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_v = (B_{mavg} \cdot P) / (R \cdot T)$$

$$= 0,0016 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,0999 \text{ lb/ft}^3$$

**condenser**

$$V = (R+1) D$$

$$= 268,0774 \text{ kg/jam}$$

$$= 591,0087 \text{ lb/jam}$$

$$L = R \cdot D$$

$$= 57,5941 \text{ kg/jam}$$

$$= 126,9731 \text{ lb/jam}$$



$$\begin{aligned}\text{Liquid vapor factor (FLV)} &= L/V (\rho_v / \rho_l)^{1/2} \\ &= 0,0094 \approx 0,01\end{aligned}$$

Tray spacing : 20"

Maka dari figure 15-6, feters  $KV : 0,27$

$$\begin{aligned}V_{\max} &= KV ((\rho_l - \rho_v) / \rho_v)^{1/2} \\ &= 6,1413 \text{ ft/det}\end{aligned}$$

supaya tidak terjadi flooding, diambil superfisial velocity 70%

$$\begin{aligned}V &= 0,7 \times 6,1413 \text{ ft/det} \\ &= 4,2989 \text{ ft/det}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_v &= ((B_{\text{avg}} \cdot V) / (\rho_v \cdot 3600)) \\ &= 79,4092 \text{ ft}^2/\text{det} \\ &= 2,2486 \text{ m}^3/\text{det}\end{aligned}$$

luas downcomer = 12% dari luas total, maka:

$$\begin{aligned}\text{luas area (A}_n) &= Q_v/V \\ &= 18,4719 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A_t &= A_n / (1 - 0,12) \\ &= 20,9908 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{diameter atas} &= \sqrt{4 \cdot A_t / \pi} \\ &= 5,1711 \text{ ft} \\ &= 1,5761 \text{ m}\end{aligned}$$

**Kondisi operasi dasar menara**

$$T = 233,65^\circ\text{C}$$



$$P = 1,17 \text{ atm}$$

Komponen	$X_i$ (mol)	$X_i$ (berat)	BM	$\rho$	$X_i \cdot BM$	$X_i \cdot \rho$
$C_6H_6$	0,0016	0,0009	78,114	0,6162	0,1249	0,0006
$C_7H_8$	0,0004	0,0003	92,141	0,6409	0,0369	0,0002
$H_2O$	0,0047	0,0007	18,016	0,8531	0,8470	0,0005
$C_6H_5NO_2$	0,9933	0,9980	123,114	1,2050	122,2891	1,2026
					122,5356	1,2039

$$BM \text{ campuran (Bmavg)} = 122,5356$$

$$\begin{aligned} \rho l &= \sum X_i \cdot \rho_i \\ &= 1,2039 \text{ kg/lt} \\ &= 75,1568 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho l &= Bmavg \cdot P / R \cdot T \\ &= 0,0035 \text{ kg/lt} \\ &= 0,2196 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

**Reboiler**

$$\begin{aligned} V_s &= VR \\ &= 268,0774 \text{ kg/jam} \\ &= 591,0087 \text{ lb/jam} \\ &= 0,1642 \text{ lb/det} \end{aligned}$$

$$F = 15.993,2679 \text{ kg/jam}$$

$$LS = L + q \cdot f$$





$$= 16.050,862 \text{ kg/jam}$$

$$= 35.385,7304 \text{ lb/jam}$$

$$= 9,8294 \text{ lb/det}$$

$$\begin{aligned} \text{liquid vapor factor (FLV)} &= L / V (\rho_v / \rho_l)^{1/2} \\ &= 3,3255 \end{aligned}$$

dari fig. 15-6 feters, kv : 0,27

maksimum superficial velocity terjadi pada keadaan floding, maka:

$$\begin{aligned} V_{\max} &= KV ((\rho_l - \rho_v) / \rho_v)^{1/2} \\ &= 4,9876 \text{ ft/det} \\ &= 1,5202 \text{ m/det} \end{aligned}$$

supaya tidak terjadi floding, diambil superficial velocity sebanyak 70%

$$\begin{aligned} V &= 0,7 \times 4,9876 \\ &= 3,4914 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} QV &= ((B_{\text{avg}} \cdot V) / (\rho_v \cdot 3600)) \\ &= 91,6005 \text{ ft}^3/\text{det} \\ &= 2,5939 \text{ m}^3/\text{det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_n &= Q_v / V \\ &= 26,2375 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

luas downcomer 12% dari luas total, maka:

$$\text{Total Area (At)} = 29,8153 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter bawah} &= \sqrt{4 \cdot A_t / \pi} \\ &= 6,1629 \text{ ft} \\ &= 1,8785 \text{ m} \end{aligned}$$



karena diameter puncak dan dasar menara adalah antara 4 – 10 ft atau 1 – 3 meter maka digunakan tray spacing 20” ini benar.

❖ Tinggi menara

$$\begin{aligned} &= \text{tray spacing} \times \text{jumlah plate} \\ &= 20'' \times 30 \\ &= 0,5 \text{ m} \times 30 \\ &= 15 \text{ m} \end{aligned}$$

jadi:

$$\text{diameter atas} = 1,5761 \text{ m}$$

$$\text{diameter bawah} = 1,8785 \text{ m}$$

$$\text{tinggi} = 15 \text{ m}$$

**Perancangan Plate**

- Diameter kolom,  $D_c = 1,5761 \text{ m}$
- Luas kolom,  $A_c = \pi/4 (D_c)^2 = 1,95 \text{ m}^2$
- Luas downcomer,  $A_d = 12\% \cdot A_c = 0,2340 \text{ m}^2$
- Luas net area,  $A_n = A_c - A_d = 1,716 \text{ m}^2$
- Luas aktif area,  $A_a = A_c - (2 \cdot A_d) = 1,482 \text{ m}^2$
- Luas hole area,  $A_h = 5\% \cdot A_a = 0,0741 \text{ m}^2$
- Panjang weir ( $l_w$ ) didapat dari  $= (A_d/A_c) \cdot 100\% = 12\%$

Dari fig 11.31 sinnot didapatkan  $L_w/D_c = 0,76$

**Maka:**

$$\begin{aligned} L_w &= 0,76 \cdot D_c \\ &= 1,4277 \end{aligned}$$



$$\text{diambil tinggi weir (hw)} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{diameter lubang (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

**cek weeping**

$$\begin{aligned} \text{kecepatan cairan maksimum, } L_w &= (V_{\text{cairan}} \cdot B_{\text{avg}}) / 3600 \\ &= 0,0745 \text{ kg/det} \end{aligned}$$

kec.pers. 11.85. sinno. Tinggi cairan yang meluap dari downcomer weir (how)

didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{how max} &= 750 (L_w / \rho l \cdot L_w)^{2/3} \\ &= 1,1863 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

$$\text{how min} = 1,0887 \text{ mm cairan}$$

$$\begin{aligned} \text{pada kecepatan minimum } hw + \text{how} &= 50 + 1,0887 \\ &= 51,0887 \text{ mm} \end{aligned}$$

dari fig. 11.30 sinnot untuk  $hw + \text{how} = 51,0887 \text{ mm}$  didapat konstanta untuk

korelasi weep point,  $K_2 : 30,1$

sehingga kec. Uap minimum ang melalui hole,  $U_h$  bias dihitung dari pers 11.84

$$\begin{aligned} U_h &= \{(K_2 0,9(25,4dh)) / (\rho l)^{1/2}\} \\ &= 6,2753 \text{ m/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kec.uap minimum actual} &= \text{kec.uap} / A_h \\ &= 26,7042 \end{aligned}$$

jadi kec. operasi minimum lebih besar dari weep point

**penurunan plate (plate pressure drope)**

$$U_h = \text{kec. alir volumetric maks} / A_h$$



$$= 30,3455 \text{ m/det}$$

dari fig. 11.34 sinnot untuk tebal plate/diameter hole = 1 dan  $A_h/A_a = 0,05$

didapatkan koefisien orifice,  $C_o = 0,805$

sehingga tinggi cairan pada penurunan tekanan dr plate,  $h_d$  didapatkan dari pers

11.8 sinnot

$$\begin{aligned} h_d &= 51 (U_h/C_o)^2 (\rho_v / \rho_l) \\ &= 139,7882 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

residual head,  $h_r$  didapat dari pers 11.89 sinnot

$$\begin{aligned} h_r &= 12,5 \times 10^3 / \rho_l \\ &= 15,0693 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

total penurunan tekanan plate, didapat dari pers 11.90 (sinnot)

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 206,0438 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

#### **downcorner liquid**

tekanan yang hilang di downcorner

$$\text{jarak apron, } h_{ap} = L_w \cdot h_{ap}$$

$$= 0,0571 \text{ m}^2$$

karena kurang dari  $A_d : 0,2340 \text{ m}^2$ , maka :  $A_{ap}$  ini dipakai pers 11.92 sinnot,

untuk mencari headloss di downcomer,  $h_{dc}$

$$h_{dc} = 166 (L_{wd} / \rho L \cdot A_{ap}) \text{ dimana } L_{wd} : \text{kec. Alir cairan di downcomer}$$



$$h_{dc} = 0,2611 \text{ mm}$$

$$= 0,26 \text{ mm}$$

dari pers 11.91, sonnot didapatkan downcimer back Up, hb :

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 257,4912 \text{ mm}$$

$$= 0,257 \text{ m}$$

$$0,257 \text{ m} < \text{dari pada } \frac{1}{2} (\text{jarak plate} + h_w) = 7,525$$

jadi plate spacing (jarak plete) dapa diterima

vcek waktu tinggal dari pers 11.95 sinnot

$$t_r = (A_d \times h_{bc} \times \rho l) / L_{wd}$$

$$= 669,59 \text{ det}$$

$$= 11,1598 \text{ menit}$$

lebih besar dari pada 3 detik, sehingga dapat diterima

**cek entrainment**

persentase flooding actual untuk desain area

$$\begin{aligned}\text{superficial vapour velocity, } U_v &= Q_v / A_n \\ &= 1,3104 \text{ m/det}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{sehingga percent flooding} &= U_v / \text{Max} \\ &= 0,6990 = 0,70\end{aligned}$$

$$\text{FLV} = 0,094$$

Dari fig 11.29 sinnot  $\psi : 0,028$

$0,028 < 0,1$ , bias diterima

**perforated area**

dari fig. 11.32 sinnot pada  $L_w/D_c : 0,76$ , didapat  $\theta_c = 98^\circ$

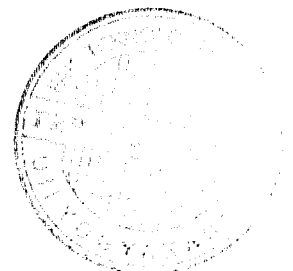
$$\begin{aligned}\text{besar sudut pada pinggir plate oleh underprepared strips} &= 180^\circ - 98^\circ \\ &= 82^\circ\end{aligned}$$

$$\text{panjang rata-rata pada unperferated edge strips} = 2,183 \text{ m}$$

$$\text{luas dari unperferated edge strips} = 0,1092 \text{ m}^2$$

$$\text{area colming zones} = 2 (50 \cdot 10^{-3}) (L_w - (2.50 \cdot 10^{-3}))$$

$$= 0,1328 \text{ m}$$





total area yang tersedia untuk performasi,  $A_p$

$$A_p = (A_a - (\text{luas unperforated} + \text{area calming zone}))$$

$$= 1,24 \text{ m}^2$$

$$A_h/A_p = 0,0597$$

Dari gfig. 11.33 sinnot didapatkan  $L_p/dh = 3,7$

Ini bias diterima karena diantara 2,5 – 4,0

Jumlah lubang (number of holes)

$$\begin{aligned} \text{Luas untuk satu lubang} &= \pi/4 (dh)^2 \\ &= 1,963 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Maka :

Jumlah lubang = luas area lubang ( $A_h$ ) / luas untuk 1 lubang

$$= 37,7483 = 38 \text{ lubang}$$

# DEKANTER





**DEKANTER (Dc-01)**

Fungsi : Memisahkan produk reactor menjadi fase organic dan fase an organic

Jenis : continous graffiti decanter

Bentuk : silinder horizontal

Menghitung density campuran

## ❖ Lapisan atas

komponen	Reaksi massa	P (kg/lt)	$\omega_i \times \rho$
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0114	0,8790	0,0100
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0003	0,8660	0,0003
HNO <sub>3</sub>	0,0001	1,3533	0,0001
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0079	1,7944	0,0142
H <sub>2</sub> O	0,0031	0,9920	0,0031
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,9772	1,2050	1,1775

P campuran : 1,2052

## ❖ Lapisan bawah

Komponen	Reaksi massa	P (kg/lt)	$\omega_i \times \rho$
HNO <sub>3</sub>	0,0050	1,3533	0,0068
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,7137	1,7944	1,2807
H <sub>2</sub> O	0,2803	0,9920	0,2781
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0009	1,2050	0,0011



## ❖ Feed masuk

Komponen	Massa (kg)	P (kg/lt)	$\omega_i \times \rho$
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	183,5523	0,8790	0,0036
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,1013	0,8660	0,0001
HNO <sub>3</sub>	148,0750	1,3533	0,0041
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	20927,5089	1,7944	0,8296
H <sub>2</sub> O	8221,0412	0,9920	0,1801
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15782,8331	1,2050	0,4201

P campuran : 1,4376

$$\text{Volume decanter (V)} = \frac{Fvxt}{\rho}$$

Dimana :

Fv = laju massa umpan, kg/jam

T = waktu tinggal, jam

$\rho$  = desity campur kg/m

$$V = \frac{45268,1118 \text{ kg / jam} \times 0,0705 \text{ jam}}{1437,6}$$

$$= 2,2199 \text{ m}^3$$

$$= 78,3969 \text{ m}^3$$

untuk decanter horizontal, ditetapkan L/D = 3

volume decanter = volume silinder = volume tutup



direncanakan tutup berbentuk torispherical

$$\text{volume torispherical (Vt)} = 0,000049 \text{ Di}^3 \text{ (Brownell, hal 88)}$$

dimana :

$$\text{Vt} = \text{volume torispherical, ft}^3$$

$$\text{Di} = \text{decanter dalam tangki, in}$$

$$\text{V} = \frac{1}{4} \pi \text{D}^2 \cdot \text{L} + (2 \times 0,000049 \times 1/(12)^3) \text{Di}^3$$

$$78,3969 = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (\text{D})^2 \cdot \text{L} + (5,6713 \cdot 10^{-8}) \text{Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = \frac{78,3969}{23,355 - 5,6713 \cdot 10^{-8}}$$

$$= 33,2895$$

$$\text{D} = 3,2169 \text{ ft}$$

$$= 0,9805 \text{ m}$$

$$\text{L} = 2,9415 \text{ m}$$

Menghitung tinggi interfase

$$\frac{\Delta L}{\Delta H} = \frac{VL}{VH} = \frac{YL}{YH}$$

Dimana :

$$\text{VL} = \text{Volume fase ringan}$$

$$\text{VH} = \text{Volume fase berat}$$

$$\text{YH} = \text{Tinggi interfase (tinggi fase berat dari dasar)}$$

$$\text{YL} = \text{Tinggi fase ringan dari interfase ke puncak}$$



$$VL = \frac{16122,991 \text{ kg}}{1,2052 \text{ kg/ltr}} = 13377,8551 \text{ ltr} = 13,3778 \text{ m}^3$$

$$VH = \frac{29145,1208 \text{ kg}}{1,5667 \text{ kg/ltr}} = 18602,8728 \text{ ltr} = 18,6029 \text{ m}^3$$

$$\frac{VL}{VH} = \frac{YL}{YH} = 0,7191$$

$$YL = 0,7191 YH \dots\dots\dots(1)$$

$$D = YL + YH \dots\dots\dots(2)$$

$$D = 0,7191 YL + YH$$

$$YH = 0,5704 \text{ m}$$

$$YL = 0,4101 \text{ m}$$

$$Z2 = \frac{(Z1 - Z3)\rho_L}{\rho_H} + Z3 \text{ (pers,21-40, hal 21-63, Ferry)}$$

Dimana :

$\rho_L$  = density light organic,  $\text{kg/m}^3$

$\rho_H$  = density heavy organic,  $\text{kg/m}^3$

$Z1$  = Tinggi light liquid over flow, m

$Z2$  = Tinggi heavy liquid over flow, m

$$Z2 = \frac{(0,9805 - 0,5704) 1,2052 \cdot 10^3}{1,5667 \cdot 10^3} + 0,5704$$

$$= 0,8859 \text{ m}$$



performance decanter :

tinggi pipa umpan dari atas = 0,5704 m

tinggi pipa keluar light fase = 0,9805 m

tinggi pipa pengeluaran heavy fase = 0,8859 m

### meghitung tebal shell

dihitungkan dengan persamaan 18 Brownell

$$t_s = \frac{p r_i}{F E - 0,6 P} + C$$

Ts = tebal shell, in

P = tekanan design, psi

E = efisiensi pengelasan

F = tegangan maksimum yang di izinkan, psi

C = factor korosi

Dari bahan untuk perancangan decanter dari bahan tahan korosi yaitu carbon steel

Sa 7 (Reff Brownell, hal 46)

F = 2100 psi

E = 0,85

R = Di/2

= 3,2169 ft/2

= 1,6085 ft

= 19,302 in



$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P = 14,7 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{14,7 \times 19,302}{(21000 \times 0,85) - (0,6 \times 14,7)} + 0,125$$

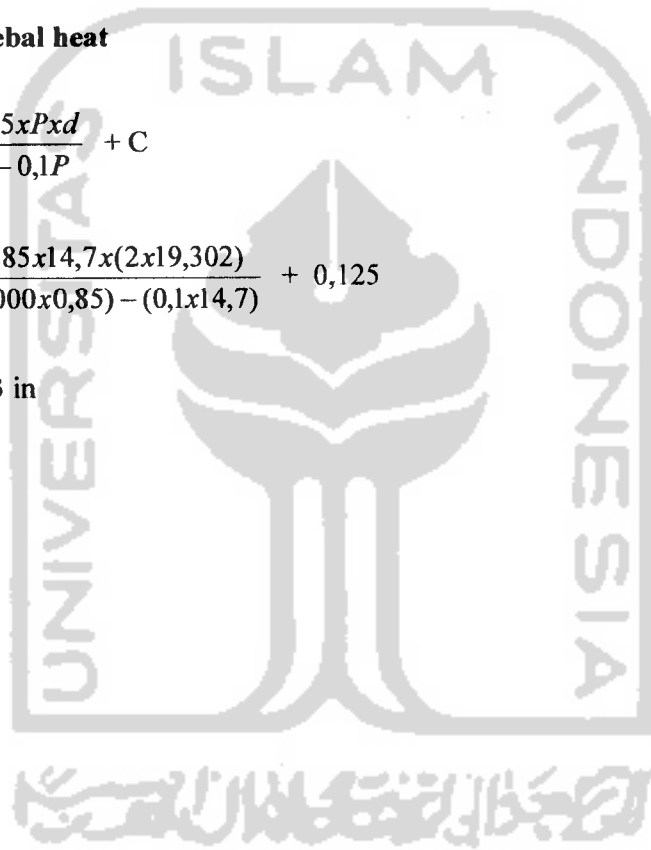
$$= 0,1409 \text{ in}$$

**menghitung tebal head**

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times P \times d}{S_e - 0,1P} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 14,7 \times (2 \times 19,302)}{(21000 \times 0,85) - (0,1 \times 14,7)} + 0,125$$

$$= 0,153 \text{ in}$$



NETRALIZER





## NETRALIZER

### Neraca Massa Reaksi di Netralizer :

NaOH = 20,9979 kg/jam

C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> = 183,5523 kg/jam

C<sub>7</sub>H<sub>8</sub> = 5,1013 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 5911,4459 kg/jam

C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NO<sub>2</sub> = 15755,1261 kg/jam

NaNO<sub>3</sub> = 1,2239 kg/jam

Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 185,4010 kg/jam

### Perhitungan Volume dan Ukuran Netralizer Volume Cairan

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas	Volume
NaOH	20,9979	2,13	9,8582
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	183,5523	0,8424	217.8921
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,1013	0,8367	6,0969
H <sub>2</sub> O	286,5609	1	286,5609
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	15755,1261	1,205	13074,7934
NaNO <sub>3</sub>	1,2239	1,3175	0,9289
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	185,4010	1,1915	155,6030
			<hr/>
			13751,7334

waktu tinggal = 1 jam





*Perhitungan Netralizer  
Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu*

$$\begin{aligned} \text{Volume reactor} &= F_v \cdot T \\ &= 13751,7334 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 25 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Netralizer} &= 1,25 \times 13751,7334 \\ &= 17.189,6668 \end{aligned}$$

$$\text{dipakai Volume Netralizer} = 29,3121 \text{ m}^2$$

**menghitung ukuran netralizer**

netralizer berbentuk silinder tegak dengan bentuk thorpherical roof dan bottom head dengan perbandingan  $H : D = 1,5 ; 1$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 (H/D) \cdot D}{4} + 0,694D^2 \cdot D$$

$$\begin{aligned} D &= ((4 \cdot V_t / (\pi(H/D))) + 0,1694)^{1/3} \\ &= (14,76787134)^{1/3} \\ &= 2,4534 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times 2,4534 \text{ m} \\ &= 3,6801 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume cairan dalam Head

$$\begin{aligned} V_h &= 1/2 \cdot 1/2 \cdot \pi \cdot D^3 \\ &= 1,9321 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



*Perhitungan Netralizer*  
*Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu*

---

Volume cairan di badan

$$VI = 13751,7334$$

Tinggi cairan dibadan

$$\begin{aligned} V &= VI - V_h \\ &= 13751,7334 - 1,9334 \\ &= 13749,8013 \text{ m} \end{aligned}$$

**menghitung tebal shell dan head**

bahan yang digunakan berupa baja carbon steel SA 283 grade C (Brownell and Young)

Tekanan = 1 atm

Tekanan perancangan = 1,5 atm x 14,7

= 22,05 psi

Allowable stress = 12650 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari-jari =  $2,4534 / 2.1 / 2,54 \cdot 100$

= 48,2953

**Tebal Shell**

$$T_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{(S.E) - (0,6)} + C$$

= 0,2242

Dipilih tebal shell = 4/16 in



*Perhitungan Netralizer*  
*Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu*

---

**Tebal Head**

$$\text{Thead} = \frac{0,885.P.D}{(S.C)-(0,1.P)} + C$$
$$= 0,3003 \text{ in}$$

dipilih tebal head = 5/16 in

**menghitung pengaduk dalam netralizer**

dipilih pengaduk type marine dengan 3 blade, jumlah baffle 4 buah dari table 477

Brown, diperoleh :

1.  $D_t/D_i = 3$
2.  $Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$
3.  $\omega/D_i = 0,1$

maka :

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = 2,4534/3 = 0,8178 \text{ m} = 81,78 \text{ cm}$$

$$\text{Diameter impeller} = 81,78 \text{ cm}$$

$$\text{Diambil } Z_i/D_i = 1$$

$$Z_i = D_i = 0,8178 \text{ m} = 81,78 \text{ cm}$$

$$\omega/D_i = 0,1$$

$$\omega = 0,1 \cdot 81,78 = 8,178 \text{ cm}$$

diambil :

$$\text{putaran} = 1,5 \text{ rps}$$

$$\text{effisiensi} = 80\%$$



*Perhitungan Netralizer  
Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu*

tinggi baffle diambil samadengan tinggi cairan bilangan reynold dalam mixer

$$Re = \frac{n \cdot Di^2 \cdot \text{densitas}}{\text{Visc}}$$

$$PC = \sum Pi \cdot Xi$$

$$XA = 20,9979 / 16437,9634 \\ = 0,0013$$

$$XB = 183,5523 / 16437,9634 \\ = 0,0112$$

$$XC = 5,1013 / 16437,9634 \\ = 0,0003$$

$$XD = 286,5609 / 16437,9634 \\ = 0,0174$$

$$XE = 15755,1261 / 16437,963 \\ = 0,9585$$

$$XF = 1,2239 / 16437,9634 \\ = 0,0001$$

$$XG = 185,4010 / 16437,9634 \\ = 0,0113$$

$$pc = 74,8136 \text{ Ib/ft}^3$$

$$\mu_{\text{camp}} = 0,0665 \text{ Ib/ft.det} = 0,00098963 \text{ gr/cm.s}$$

$$Re = \frac{1,5 \cdot (81,78)^2 \cdot 0,1139}{0,00098963 \text{ Ib/ft.s}}$$



*Perhitungan Netralizer*  
*Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu*

---

$$= 1154612,735$$

dari fig. 477 Brow diperoleh  $Po : 0,8$

$$P = \frac{Po \cdot n^3 \cdot Pc \cdot Di^5}{550 \cdot gc}$$

= 1,586 jadi digunakan motor dengan daya 2 Hp.





**MIXER**

**MIXER****Neraca Massa Reaksi di mixer :**

$$\text{HNO}_3 = 8226,5308 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 20927,5089 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 5911,4459 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = 35065,4856 \text{ kg/jam}$$

**Perhitungan Volume dan Ukuran Mixer****Volume Cairan**

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas	Volume
UNO	8226,5308	1,3533	6078,8671
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	20927,5089	1,84	11373,6461
H <sub>2</sub> O	5911,4459	0,9857	5997,2059
			23449,7191

$$\text{Waktu Tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reactor} &= F_v \cdot T \\ &= 23449,7191 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 25 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Mixer} &= 1,25 \times 23449,7191 \\ &= 29312,1489 \end{aligned}$$

$$\text{dipakai Volume mixer} = 29,3121 \text{ m}^2$$

**menghitung ukuran mixer**

mixer berbentuk silinder tegak dengan bentuk torispherical roof dan bottom head

dengan perbandingan  $H : D = 1,5 : 1$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 (H/D) \cdot D}{4} + 0,1694 D^2 \cdot D$$

$$D = ((4 \cdot V_t / (\pi(H/D))) + 0,1694)^{1/3}$$

$$= (25,0629)^{1/3}$$

$$= 2,9265 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \times 2,9265 \text{ m}$$

$$= 4,3897 \text{ m}$$

Volume cairan dalam Head

$$V_h = 1/2 \cdot 1/2 \cdot \pi \cdot D^3$$

$$= 3,2791 \text{ m}^3$$

Volume cairan di badan

$$V_l = 23449,7191$$

Tinggi cairan di badan

$$V = V_l - V_h$$

$$= 23449,7191 - 3,2791$$

$$= 23446,44 \text{ m}$$



**menghitung tebal shell dan head**

bahan yang digunakan benip a baja carbon steel SA 283 grade C (Brownell and Young)

Tekanan = 1 atm

Tekanan perancangan = 1,5 atm x 14,7

= 22,05 psi

Allowable stress = 12650 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari - jari =  $2,9265 / 2.1 / 2,54. 100$

= 57,6083

**Tebal Shell**

$$T_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{(S \cdot E) - (0,6 \cdot P)} + C$$

$$= 0,2338$$

Dipilih tebal shell = 3/8 in

**Tebal Head**

$$T_{head} = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{(S \cdot C) - (0,1 \cdot P)} + C$$

$$= 0,3174 \text{ in}$$

dipilih tebal head = 3/8 in

**menghitung pengaduk dalam mixer**

dipilih pengaduk type marine dengan 3 blade, jumlah baffle 4 buah dari table 477

Brown, diperoleh :

$$1. D_t/D_i = 3$$

$$2. Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$3. \psi/D_i = 0,1$$

maka :

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = 2,9265/3 = 0,9755 \text{ m} = 97,55 \text{ cm}$$

$$\text{Diameter impeller} = 97,55 \text{ cm}$$

$$\text{Diambil } Z_i/D_i = 1$$

$$Z_i = D_i = 0,9755 \text{ m} = 97,55 \text{ cm}$$

$$\psi/D_i = 0,1$$

$$\psi = 0,1 \cdot 97,55 = 9,755 \text{ cm}$$

diambil:

$$\text{putaran} = 1,5 \text{ rps}$$

$$\text{effisiensi} = 80 \%$$

tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan bilangan reynold dalam mixer

$$Re = \frac{n \cdot D_i^2 \cdot \text{densitas}}{\text{Visc}}$$

$$P_c = \sum P_i \cdot X_i$$

$$X_A = 8226,5308 / 35065,4856$$

$$= 0,2346$$



$$XB = 20927,5089 / 35065,4856$$

$$= 0,5968$$

$$XC = 5911,4459 / 35065,4856$$

$$= 0,1686$$

$$pc = (0,2346 \times 1,3533) + (0,5968 \times 1,84) + (0,1686 \times 0,9857)$$

$$= 1,5818 \text{ kg/ltr}$$

$$= 1,5818 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 98,7463 \text{ lb/fr}^3$$

$$\mu_{\text{camp}} = 0,0665 \text{ lb/ft.det} = 0,00098963 \text{ gr/cm.s}$$

$$Re = \frac{1,5 \cdot (0,9755 \text{ m} / 0,3048 \text{ m/ft})^2 \cdot 98,7463 \text{ lb/ft}^3}{0,00098963 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 479017,6873$$

dari fig. 477 Brow diperoleh  $Po : 0,9$

$$P = \frac{Po \cdot n^3 \cdot Pc \cdot Di^3}{550 \cdot gc}$$

$$= 5,6869$$

jadi digunakan motor dengan daya 5,7 Hp.

# HEAT EXCHANGER



**HEATER (HE-01)**

Fungsi : untuk memanaskan/menaikkan suhu benzene dari 30°C menjadi 55°C

Tujuan :

- ❖ Menentukan tipe alat penukar panas
- ❖ Menentukan luas perpindahan panas
- ❖ Menghitung dimensi alat
- ❖ Menentukan pressure drop

Laju aliran umpan = 10202,6262 kg/jam

= 22492,7097 lb/jam

Beban panas = 102547,7034 kg/jam

= 406675,027 Btu/jam

Fluida panas = dari data steam = 482°F

Laju aliran steam = 250,1833 kg/jam

= 551,5541 lb/jam

**menghitung  $\Delta T$  LTMD**

Fluida panas		Fluida dingin	Selisih
482	Suhu tinggi	131	351
482	Suhu rendah	86	396
0	Selisih	45	-45



$$\Delta T_{LTMD} = -45 / (\ln 351/396) = 373,0478^{\circ}\text{C}$$

$$T_{av} = \frac{1}{2} (482 + 482) = 482^{\circ}\text{F}$$

$$T_{av} = \frac{1}{2} (131 + 86) = 108,5^{\circ}\text{F}$$

**Fluida panas = steam**

**Fluida dingin = senyawa organic**

Dari table 8 kern didapat  $UD = 100\text{-}200 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Dipilih  $UD = 105 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

$$\begin{aligned} A &= Q / UD \cdot \Delta T_{LTMD} \\ &= 406675,0267 / 105 \times 373,0478 \\ &= 10,3823 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**Fluida panas = annulus, steam**

Flow area

$$D_2 = 2,469/12 = 0,2058 \text{ ft}$$

$$D_1 = 1,66/12 = 0,1385 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_a &= \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 \\ &= 0,0182 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{equiv Diam} = D_e &= (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \\ &= 0,1679 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mass vel. } G_a &= \omega / A_a \\ &= 30305.1703 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{at. } 480^{\circ}\text{F, } \mu = 0,018 \text{ cp} \quad (\text{fig.15})$$



$$= 0,0436 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\text{Reynold no, Rea} = \text{De. Ga} / \pi$$

$$= 116702,7089$$

condensation of steam

$$h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Could Fluid = Innerpipe, senyawa organik**

$$D_1 = 1,380/12 = 0,115 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area, aP} &= \pi \cdot D^2/4 \\ &= 0,0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mass velocity, Gp} &= \omega/aP \\ &= 2162760,548 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{at. } 108,5^\circ\text{F, } \pi &= 0,48 \text{ cp} \\ &= 1,1616 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynol no. Rep} &= \text{D.Gp} / \pi \\ &= 214116,2732 \end{aligned}$$

$$\text{JH} = 460$$

$$\text{At. } 108,5^\circ\text{F} = 0,425 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{K} = 0,08996 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ (F/ft)}$$

$$((\text{C. } \pi)/\text{K})^{1/3} = 1,7639$$

$$\begin{aligned} h_i &= \text{JH. (K/D). (C. } \pi/\text{K})^{1/3} \cdot (\pi/ \pi\omega)^{0,14} \\ &= 460 \cdot (0,08996/0,115) \cdot 1,7639 \cdot 1 \end{aligned}$$



$$= 634,7218 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot (ID/OD)$$

$$= 527,6603$$

clean overall coefficient, UC

$$UC = ((h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o))$$

$$= 390,3466 \text{ Btu/jam. Ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient, UD

$$1/UD = (1/UC) + RD$$

$$RD = \text{required by problem} = 0,002$$

$$1/UD = 0,0046$$

$$UD = 217,3913 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

**Summary**

1500	h.outside	527,6603
UC	390,3466	
UD	217,3913	

Required surface

$$Q = UD \cdot A \cdot \Delta T$$

$$A = Q / (UD \cdot \Delta T)$$

$$= 5,0146 \text{ ft}^2$$

From table 11 for 1 1/4 in IPS standar pipe there are 0,435 ft<sup>2</sup>. of external surface per foot legth



$$\begin{aligned}\text{Required length} &= (5,0146/0,435) \\ &= 11,5279 \text{ lin ft}\end{aligned}$$

the surface suppliend will actually be  $12 \times 0,0435 = 5,22 \text{ft}^2$ . the actual design coefficient is.

$$\begin{aligned}\text{UD} &= Q / A \cdot \Delta T \\ &= 208,8394 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{RD} &= (\text{UC} - \text{UD}) / (\text{UC} \cdot \text{UD}) \\ &= 0,0022 \text{ jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} / \text{Btu}\end{aligned}$$

### Pressure Drop

De for pressure drop differs from De for head transfer

$$\begin{aligned}\text{De} &= D_2 - D_1 \\ &= 0,809 \text{ in} = 0,0674 \text{ ft}\end{aligned}$$

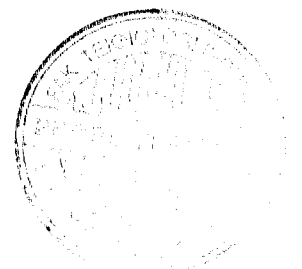
$$\begin{aligned}\text{Rea} &= \text{De} \cdot G_a / \pi \\ &= 46859,4853\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}f &= 0,0035 + (0,264 / (\text{Rea})^{0,42}) \text{ (Eq,3,476)} \\ &= 0,0064\end{aligned}$$

$$S : 1, p : 62,5 \times 1 = 62,5 \quad (\text{Table,6})$$

$$\begin{aligned}\Delta f_a &= (4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L) / (2 \cdot g \cdot P^2 \cdot \text{De}) \\ &= 0,0013 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V &= G / 3600 \cdot p \\ &= 0,1347 \text{ rps}\end{aligned}$$





$$F_i = 3 (V^2/2g)$$

$$= 0,008 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0,009 \text{ psi}$$

Allowable  $\Delta p_a$  : 0,001 psi

$$\text{For Rep} = 214116,2732$$

$$F = 0,0035 + (0,264/(DG/\pi)^{0,42})$$

$$= 0,005$$

$$S : 0,88$$

$$P : 62,5 \times 0,88 = 55$$

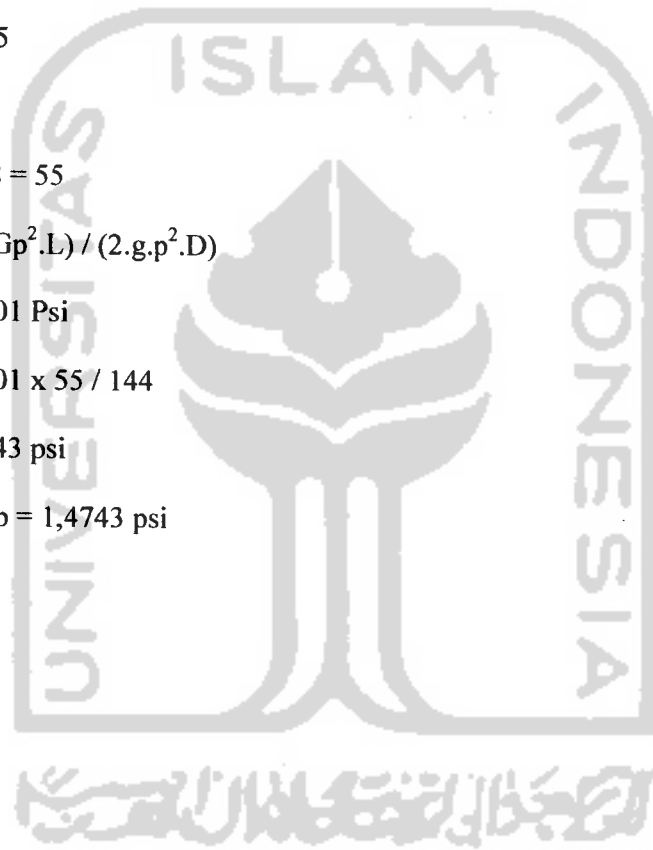
$$\Delta F_p = (4.f.Gp^2.L) / (2.g.p^2.D)$$

$$= 3,8601 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_p = 3,8601 \times 55 / 144$$

$$= 1,4743 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable } \Delta P_p = 1,4743 \text{ psi}$$





**COOLER (CI-01)**

Fungsi : menurunkan suhu bahan dari 55<sup>o</sup>C sampai suhu 40<sup>o</sup>C

Tujuan :

- ❖ Menentukan type alat penukar panas
- ❖ Menghitung dimensi alat
- ❖ Menentukan luas perpindahan panas
- ❖ Menentukan pressure drop

Laju aliran umpan = 45268,118 kg/jam

= 99798,0793 lb/jam

Beban panas = Q1-Q2

= 415973,9971-207,250,0359

= 208723,9612 kkal/jam

= 827739,8681 Btu/jam

Fluida = air 30<sup>o</sup>C

Laju alir fluida = 20872,3961 kg/jam

= 46015,2844 lb/jam

**menghitung  $\Delta$ LTMD**

Fluida panas		Fluida dingin	Selisih
131	Suhu tinggi	104	27
104	Suhu rendah	86	18
27	Selisih	18	9



$$LTMD = 9 / (\ln 27/18)$$

$$= 22,1967^{\circ}\text{F}$$

**menentukan luas perpindahan panas**

Fluida panas = senyawa organik

Fluida dingin = air

Dari table 8 kern didapat  $UD = 75-150 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Dipilih  $UD = 85 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

$$Q = UD \cdot A \cdot LTMD$$

$$A = Q / (UD \cdot LTMD)$$

$$= 438,7191 \text{ ft}^2$$

Dipilih jenis shell and tube

Ukuran pipa nominal = 4 in

$$OD = 4,5 \text{ in}$$

$$ID = 4,026 \text{ in}$$

$$Sch = 40$$

$$T_{av} = (131 + 104) / 2$$

$$= 117,5^{\circ}\text{F}$$

$$I/R = 0,667$$

$$S = 18 / (131 - 86)$$

$$= 0,4$$

$$RS = 1,5 \times 0,4$$

$$= 0,6$$



$$FT = 0,951 \quad (\text{dari Fig 19})$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= 0,95 \times 22,1967 \\ &= 21,0869^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= 0,95 \times 22,1967 \\ &= 21,0869^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

menentukan jumlah tube

Besaran	Ukuran
OD	1 in
ID	0,902 in
Flow area perpipa (at)	0,639 in <sup>2</sup>
BWG	18
Surface per lin ft (at'')	0,2618 ft <sup>2</sup>
L	15 ft

$$\begin{aligned} N_t &= A / (\text{at}'' \times L) \\ &= 111,7186 \end{aligned}$$

jadi banyaknya tube = 112

**pemilihan tube**

dari table 9 kern dipilih susunan triangular

$$\begin{aligned} PT &= 1,25 \text{ OD} \\ &= 1,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$C = PT - OD$$



$$= 1,25 - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$1 \text{ ds} = 17 \frac{1}{4}$$

$$\text{pass} = 4$$

$$\text{nt} = 112$$

$$\text{baffle} = 4 + 8 = 12$$

Menghitung UD terkoreksi dan A terkoreksi

$$A \text{ koreksi} = NT \times at'' \times L$$

$$\begin{aligned} \text{UD koreksi} &= Q / (A \times \text{LTMD}) \\ &= 84,7865 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

menghitung konstanta perpindahan panas

❖ Tube side (Fluida dingin : air)

Menghitung luas aliran

$$\begin{aligned} at &= Nt \times at' / 144 \times n \\ &= 0,1243 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

menghitung laju alir

$$\begin{aligned} Gt &= \omega / at \\ &= 370195,693 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

menghitung  $t_a$

$$\begin{aligned} t_a &= (104 + 86) / 2 \\ &= 95^\circ\text{F} \end{aligned}$$

menghitung V

$$\begin{aligned} V &= GT (3600 \times 62,43) \\ &= 1,6472 \text{ fps} \end{aligned}$$

menghitung Nre



$$Nre = (D \times Gt) / \mu$$

$$\text{Pada } 95^{\circ}\text{F}, \mu = 0,54 \text{ cp}$$

$$= 1,3068 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Nre = 21293,5047$$

$$\text{Dari fig 26 didapat } f = 0,00022 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Menentukan  $h_i$

Dari fig 25 kern hal 835 diperoleh

$$h_i = 480 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$h_{io} = h_i (ID/OD)$$

$$= 432,96 \text{ Btu/jam/ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

shell side (fluida panas : senyawa organik)

menghitung luas aliran

$$a_s = (ID \cdot C \cdot B) / (144 \cdot Pr)$$

$$= (17 \frac{1}{4} \cdot 0,25 \cdot 12) / (144 \cdot \dots,25)$$

$$= 0,2875 \text{ ft}^2$$

menghitung  $T_c$

$$T_c = (131 + 104) / 2$$

$$= 117,5^{\circ}\text{F}$$

menghitung laju alir

$$G_s = W_s / a_s$$

$$= 347123,7541 \text{ lb/jam.ft}^2$$



menghitung Nre

$$Nre = (D.Gs) / \mu$$

Dimana pada:

$$T = 117,5^{\circ}$$

$$\mu = 5,0435 \text{ cp}$$

$$= 12,2053 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C = 0,7627 \text{ in (dari fig 28)}$$

$$= 0,06 \text{ ft}$$

$$Nre = 1706,4247$$

Dari fig 28 kern diperoleh JH : 22

$$h_o = JH. (K/De) / (h_{io} + h_o)$$

$$= 159,8459$$

menghitung Rd

$$Rd = (UC - UD) / (UC \cdot UD)$$

$$= 0,0055$$

Ringkasan

432,96	h.ouside	253,3994
UC	159,8459	
UD	84,7865	
Rd perhitungan	0,0055	
Rd yang dikehendaki	0,003	





Menghitung pressure drop

Tube side

Untuk  $N_{re} = 21293,5047$

Dari fig 26 kern diperoleh

$$F = 0,00022$$

$$S = 1$$

$$\Delta P = \frac{1}{2} ((f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n) / (5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0752 \cdot 1,1))$$
$$= 0,2304 \text{ psi}$$

shell side

$$N_{re} = 1706,4247$$

$$F = 0,0003$$

$$S = 1,4671$$

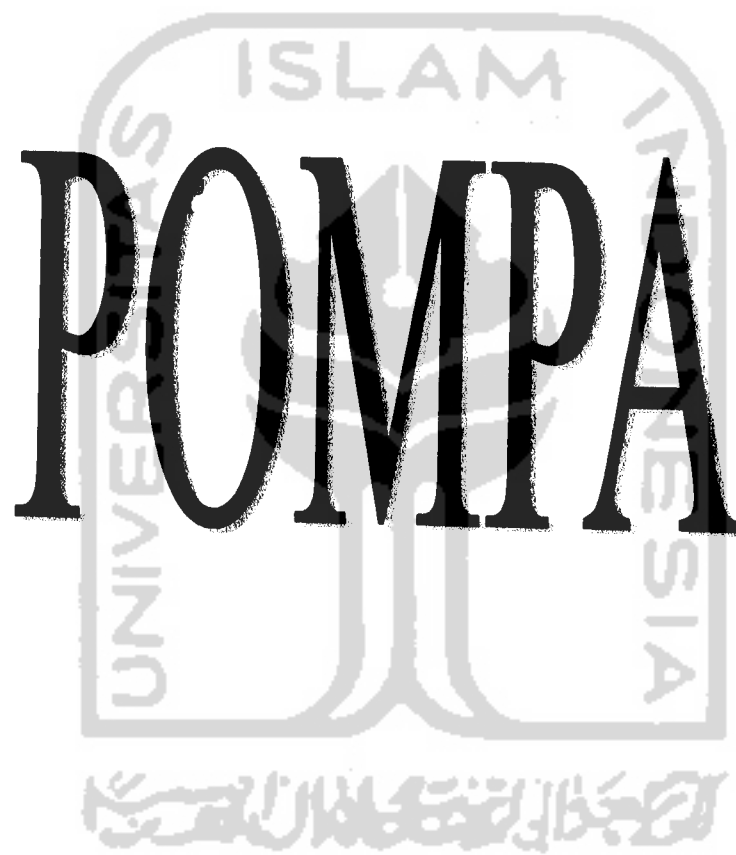
$$N + 1 = (12 \cdot L) / B$$

$$= 15$$

$$D_e = 0,06 \text{ ft}$$

$$\Delta P = ((f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)) / (5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S))$$

$$= 0,0056 \text{ psi}$$





P - 01

Tugas : Memompa bahan baku benzene menuju tangki penyimpanan (T - 01)

Tipe alat : Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> 10.197,5249 kg/jC<sub>7</sub>H<sub>8</sub> 5,1013 kg/j

10.202,6262 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$   
 10.202,6262 kg/j 2,8341 kg/dt

Rapat massa = 868,0960 kg/m<sup>3</sup> 0,8681 kg/j

Viscositas cairan = 0,5682 cp

Suhu = 30 C

Suction Elevasi tekanan = 2,0000 m  
 $P_o + \text{Rho} \cdot g \cdot H$   
 1,0000 atm

Discharge Elevasi Tekanan = 9,3437 m  
 1,0000 m

Pemilihan pipa:  
 Digunakan pipa Carbon steel dengan diameter optimum:

Diopt =  $282 \times L^{(0,52)} \times \text{Rhol}^{(-0,35)}$  mm  
 45,3945 mm  
 1,7872 in

maka dipakai pipa standar ( KERN, 1983)

IPS = 2,0000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 2,3800 in

Diameter dalam (ID) = 2,0670 in

Luas penampang (AT!) = 3,3500 in<sup>2</sup> 0,0525 m 0,0022 m<sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{\text{Rhol}}$$



$$0,0033 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

$$1,5105 \text{ m/dt}$$

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

$$121.163,0503$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent ( $L_e$ ) dan panjang pipa ( $L$ ):  
Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh  
Panjang ekuivalent ( $L_e$ ):

2 Sudden Enlargement	=	11,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	5,0000 ft
4 Standard Elbow	=	14,0000 ft
1 Gate Valve	=	3,5000 ft
		33,5000 ft
Panjang total pipa (m)=		10,2108 m
Panjang ekuivalen	=	15,0000 m
		25,2108 m

Besarnya Faktor Friksi = 0,0370

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

3. Static Head



$$H_s = Z_2 - Z_1$$

7,3437 m

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_1^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

2,0602

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

9,4099 m  
30,8724 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Specific Speed (n) = 2.000,0000  
Head total (H) = 30,8724 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}}$$

1.098,4313

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

Debit cairan (Q) = 51,7418 Gpm  
Total Head = 30,8724 ft  
Effisiensi = 0,6000

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

0,5836 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$BHP = \frac{BHP}{\text{eff}}$$

0,7295 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P – 02

Tugas: Memompa bahan baku asam nitrat menuju tangki penyimpanan (T – 02)

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 &= 8.226,5308 \text{ kg/j} \\ \text{H}_2\text{O} &= \underline{427,0920 \text{ kg/j}} \\ &= 8.653,6228 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan massa} = \frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}} = \frac{8.653,6228 \text{ kg/j}}{2,4038} = 1.152,4500 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rapat massa} = 1.152,4500 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viscositas cairan} = 1,0389 \text{ cp}$$

$$\text{Suhu} = 30 \text{ C}$$

$$\text{Suction Elevasi} = 2,0000 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} \text{Discharge Elevasi} &= 7,7344 \text{ m} \\ \text{Tekanan} &= 1,0000 \text{ atm} \end{aligned}$$

Pemilihan Pipa:  
Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 282 \times L^{(0,52)} \times Rhol^{(-0,35)} \text{ mm} \\ &= 37,7344 \text{ mm} \\ &= 1,4856 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

$$\text{IPS} = 1,5000 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No.} = 40,0000$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,9000 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,6100 \text{ in}$$

$$\text{Luas penampang (AT!)} = 2,0400 \text{ in}^2 = 0,0013 \text{ m}^2$$



Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

0,0021 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

1,5848 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

71.892,5198

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	9,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	4,0000 ft
4 Standard Elbow	=	11,0000 ft
1 Gate Valve	=	<u>1,5000 ft</u>
		25,5000 ft
Panjang total pipa (m)	=	7,7724 m
Panjang ekuivalen	=	<u>10,0000 m</u>
		17,7724 m

Besarnya Faktor Friksi = 0,0420

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$Hp = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

0,0000 m

2. Velocity Head



$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G} = 0,0000 \text{ m}$$

## 3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1 = 5,7344 \text{ m}$$

## 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID} = 2,3366$$

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f = 8,0710 \text{ m} = 26,4797 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\text{Specific Speed (n)} = 1.500,0000$$

$$\text{Head total (H)} = 26,4979 \text{ ft}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}} = 738,8269$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\text{Debit cairan (Q)} = 33,0577 \text{ Gpm}$$

$$\text{Total Head} = 26,4797 \text{ ft}$$

$$\text{Effisiensi} = 0,5500$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}} = 0,4632 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{BHP}}{\text{eff}} = 0,5790 \text{ Hp}$$





Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya

1,0000 Hp

P – 03

Tugas: Memompa bahan baku asam sulfat menuju tangki penyimpanan (T – 03)

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 20.927,5089 kg/j

H<sub>2</sub>O = 5.484,3539 kg/j

26.411,8628 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$   
26.411,8628 kg/j 7,3366 kg/dt

Rapat massa = 1.393,9500 kg/m<sup>3</sup> 1,3940 kg/dt

Viscositas cairan = 0,7938 cp

Suhu = 30 C

Suction

Elevasi= 2,0000 m

Tekanan = 1,0000 atm

1,0000 atm

Discharge

Elevasi= 12,6483 m

Tekanan = 1,0000 m

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

Diopt =  $282 \times L^{(0,52)} \times Rhol^{(-0,35)}$  mm

63,0697 mm

1,4831 in

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 2,5000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 2,8800 in

Diameter dalam (ID) = 2,4690 in

0,0627 m

Luas penampang (AT!) = 4,7900 in<sup>2</sup>

0,0031 m<sup>2</sup>



Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

0,0053 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

1,7031 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

187.558,7360

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	10,000 ft
2 Sudden Contraction	=	6,000 ft
4 Standard Elbow	=	16,000 ft
1 Gate Valve	=	1,500 ft
		33,500 ft
Panjang total pipa (m)	=	10,2108 m
Panjang ekuivalen	=	15,0000 m
		25,2108 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0330

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$Hp = \frac{(p2 - p1)}{Rhol}$$

0,0000 m

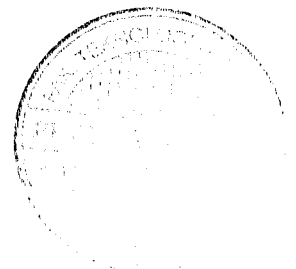
2. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2.G}$$

0,0000 m

3. Static Head

$$Hs = Z2 - Z1$$





10,6483 m

#### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID} = 1,9613$$

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f = 12,6096 \text{ m} = 41,3700 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\begin{aligned} \text{Specific Speed (n)} &= 2.000,0000 \\ \text{Head total (H)} &= 41,3700 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}} = 1.119,7996$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 83,4159 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 41,3700 \text{ ft} \\ \text{Effisiensi} &= 0,7000 \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}} = 1,7354 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8300

$$BHp = \frac{BHP}{\text{eff}} = 2,0908 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 3,0000 Hp



P – 04

Tugas: Memompa bahan baku NaOH menuju tangki penyimpanan (T – 04)

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

NaOH = 125,9872 kg/j

H<sub>2</sub>O = 188,9807 kg/j

314,9679 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$   
 314,9679 kg/j 0,0875 kg/dt

Rapat massa = 1.557,8500 kg/m<sup>3</sup> 1,5579kg/l

Viscositas cairan = 1,1475 cp

Suhu = 30 C

Suction

Elevasi= 2,0000 m

Tekanan = 1,0000 atm

1,0000 atm

Discharge

Elevasi= 3,1840 m

Tekanan = 1,0000 m

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

Diopt =  $282 \times L^{(0,52)} \times R_{hol}^{(-0,35)}$  mm

6,0630 mm

0,2387 in

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 0,5000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 0,8400 in

Diameter dalam (ID) = 0,6220 in

0,0158 m

Luas penampang (AT!) = 0,3040 in<sup>2</sup>

0,0002 m<sup>2</sup>



Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

0,0001 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

$$V = \frac{Q}{AT!}$$

0,2863 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

6.141,7790

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	3,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	1,6000 ft
4 Standard Elbow	=	4,0000 ft
1 Gate Valve	=	<u>0,3500 ft</u>
		8,9500 ft
Panjang total pipa (m )	=	2,7280 m
Panjang ekuivalen	=	<u>5,0000 m</u>
		7,7280 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,1000

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

0,0000 m

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

0,0000 m

3. Static Head



$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$1,1840 \text{ m}$$

#### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_i^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$0,2044$$

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$1,3884 \text{ m}$$

$$4,5552 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\text{Specific Speed (n)} = 3.000,0000$$

$$\text{Head total (H)} = 4,5552 \text{ ft}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}}$$

$$907,7356$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\text{Debit cairan (Q)} = 0,8901 \text{ Gpm}$$

$$\text{Total Head} = 4,5552 \text{ ft}$$

$$\text{Effisiensi} = 0,1500$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

$$0,0106 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{BHP}}{\text{eff}}$$

$$0,0133 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya

1,0000 Hp



P – 05

Tugas: Memompa bahan baku Benzene dari tangki penyimpanan (T – 01) menuju Reaktor

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

NaOH = 10.197,5249 kg/j

H<sub>2</sub>O = 5,1013 kg/j

10.202,6262 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$

71.418,3834 kg/j

19,8384 kg/dt

Rapat massa = 868,0960 kg/m<sup>3</sup>

0,8681 kg/l

Viscositas cairan = 0,5682 cp

Suhu = 30 C

Suction

Elevasi = 5,0000 m

Tekanan =  $P_o + \text{Rho} \cdot g \cdot H$   
1,0000 atm

Discharge

Elevasi = 6,0000 m

Tekanan = 1,0000 m

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

Diopt =  $282 \times L^{(0,52)} \times \text{Rhol}^{(-0,35)}$  mm

124,8689 mm

4,9161 in

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 6,0000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 6,6250 in

Diameter dalam (ID) = 6,0650 in

0,1541 m



Luas penampang (AT!) = 28,9000 in<sup>2</sup> 0,0186 m<sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

0,0229 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

$$V = \frac{Q}{AT!}$$

1,2257 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

288.473,2392

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	32,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	16,0000 ft
4 Standard Elbow	=	44,0000 ft
1 Gate Valve	=	3,5000 ft
		95,5000 ft
Panjang total pipa (m)	=	29,1084 m
Panjang ekuivalen	=	30,0000 m
		59,1084 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0290

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$Hp = \frac{(p2 - p1)}{Rhol}$$

0,0000 m

2. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2.G}$$

0,0000 m





### 3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$1,1000 \text{ m}$$

### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$0,8520$$

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$1,8520 \text{ m}$$

$$6,0761 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\text{Specific Speed (n)} = 300,0000$$

$$\text{Head total (H)} = 6,0761 \text{ ft}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{0,5}}{(H)^{0,75}}$$

$$1.475,2781$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\text{Debit cairan (Q)} = 362,1926 \text{ Gpm}$$

$$\text{Total Head} = 6,0761 \text{ ft}$$

$$\text{Effisiensi} = 0,8000$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

$$0,6030 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{BHP}}{\text{eff}}$$

$$0,7538 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P - 06

Tugas: Memompa bahan baku asam nitrat dari tangki penyimpanan menuju Mixer

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$$\begin{array}{r} \text{HNO}_3 = 8.226,5308 \text{ kg/j} \\ \text{H}_2\text{O} = \underline{427,0920 \text{ kg/j}} \\ 8.653,6228 \text{ kg/j} \end{array}$$

$$\text{Kecepatan massa} = \frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}} = \frac{60.575,3596 \text{ kg/j}}{16,8265 \text{ dt}}$$

$$\text{Rapat massa} = 1.152,4500 \text{ kg/m}^3 \quad 1,1525 \text{ kg/j}$$

$$\text{Viscositas cairan} = 1,0389 \text{ cp}$$

$$\text{Suhu} = 30 \text{ C}$$

Suction

$$\text{Elevasi} = 2,0000 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

$$1,0000 \text{ atm}$$

Discharge

$$\text{Elevasi} = 7,7344 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

$$\begin{array}{l} \text{Diopt} = 282 \times L^{(0,52)} \times Rhol^{(-0,35)} \text{ mm} \\ 103,8002 \text{ mm} \\ 4,0866 \text{ in} \end{array}$$

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

$$\text{IPS} = 6,0000 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No.} = 40,0000$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 6,6250 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 6,0650 \text{ in}$$

$$0,1541 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang (AT!)} = 28,9000 \text{ in}^2$$

$$0,0186 \text{ m}^2$$

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

$$0,0146 \text{ m}^3/\text{dt}$$



Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

0,7831 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

133.819,3758

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	32,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	16,0000 ft
4 Standard Elbow	=	44,0000 ft
1 Gate Valve	=	3,5000 ft
		<u>95,5000 ft</u>
Panjang total pipa (m )	=	29,1084 m
Panjang ekuivalen	=	<u>30,0000 m</u>
		59,1084 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0360

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

0,0000 m

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

0,0000 m

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

5,7344 m

4. Friction Head



$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot D}$$

0,8520

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

6,1661 m  
20,2300 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\begin{aligned} \text{Specific Speed (n)} &= 750,0000 \\ \text{Head total (H)} &= 20,2300 \text{ ft} \\ N_s &= \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{0,5}}{(H)^{0,75}} \\ &= 1.196,0496 \end{aligned}$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 231,4042 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 20,2300 \text{ ft} \\ \text{Effisiensi} &= 0,7800 \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

1,7466 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8200

$$BHp = \frac{BHP}{\text{eff}}$$

2,1300 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 2,5000 Hp



P - 07

Tugas: Memompa bahan baku asam sulfat dari tangki penyimpanan menuju Mixer

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 20.927,5089 kg/jH<sub>2</sub>O = 5.484,3539 kg/j

26.411,8628 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$ 

396.177,9420 kg/j 110,0494 kg/dt

Rapat massa = 1.393,9500 kg/m<sup>3</sup> 1,3940 kg/j

Viscositas cairan = 0,7938 cp

Suhu = 30 C

Suction

Elevasi = 4,0000 m

Tekanan = 1,0000 atm

1,0000 atm

Discharge

Elevasi = 8,0000 m

Tekanan = 1,0000 atm

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

Diopt =  $282 \times L^{(0,52)} \times Rhol^{(-0,35)}$  mm

257,8625 mm

10,1521 in

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 12,0000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 12,7500 in

Diameter dalam (ID) = 12,0900 in

0,3071 m

Luas penampang (AT!) = 115,0000 in<sup>2</sup>0,0742 m<sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$



$$0,0789 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

$$1,0641 \text{ m/dt}$$

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

$$573.814,3966$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	64,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	30,0000 ft
4 Standard Elbow	=	80,0000 ft
1 Gate Valve	=	7,0000 ft
		181,0000 ft
Panjang total pipa (m)	=	55,1688 m
Panjang ekuivalen	=	60,0000 m
		115,1688 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0240

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol} = 0,0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G} = 0,0000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1 = 4,0000 \text{ m}$$

4. Friction Head



$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

0,5194

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

4,5194 m  
14,8276 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Specific Speed (n) = 300,0000  
Head total (H) = 14,8276 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}}$$

1.404,3941

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

Debit cairan (Q) = 1.251,2392 Gpm  
Total Head = 14,8276 ft  
Effisiensi = 0,8300

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot Den}{3960 \cdot eff}$$

7,8684 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8300

$$BHp = \frac{BHP}{eff}$$

9,4800 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 10,0000 Hp



P – 08

Tugas: Memompa bahan baku NaOH daritangki penyimpanan menuju netralizer

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

NaOH = 125,9872 kg/j

H<sub>2</sub>O = 188,9807 kg/j

314,9679 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$   
4.724,5185 kg/j 1,3124 kg/dt

Rapat massa = 1.557,8500 kg/m<sup>3</sup> 1,5579kg/l

Viscositas cairan = 1,1475 cp

Suhu = 30 C

Suction

Elevasi= 2,6840 m

Tekanan = 1,0000 atm

1,0000 atm

Discharge

Elevasi= 3,1840 m

Tekanan = 1,0000 m

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

Diopt =  $282 \times L^{(0,52)} \times Rhol^{(-0,35)}$  mm

24,7887 mm

0,9759 in

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 1,0000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 1,3200 in

Diameter dalam (ID) = 1,0490 in

Luas penampang (AT!) = 0,8640 in<sup>2</sup> 0,0266 m

0,0006 m<sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

0,0008 m<sup>3</sup>/dt





Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

1,5113 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

54.667,6478

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	5,5000 ft
2 Sudden Contraction	=	3.0000 ft
4 Standard Elbow	=	6,0000 ft
1 Gate Valve	=	0,6000 ft
		15,1000 ft
Panjang total pipa ( m )	=	4,6025 m
Panjang ekuivalen	=	5,0000 m
		9,6025 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0460

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

0,0000 m

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

0,0000 m

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

0,5000 m

4. Friction Head



$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot D} = 1,9299$$

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f = 2,4299 \text{ m} = 7,9720 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\begin{aligned} \text{Spesific Speed (n)} &= 1.000,0000 \\ \text{Head total (H)} &= 7,9720 \text{ ft} \\ N_s &= \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}} = 770,1719 \end{aligned}$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 13,3515 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 7,9720 \text{ ft} \\ \text{Effisiensi} &= 0,1500 \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}} = 0,2791 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$BHp = \frac{BHP}{\text{eff}} = 0,3489 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P - 09

Tugas: Memompa hasil campuran  $\text{HNO}_3$  &  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dari tangki mixing menuju reaktor

Tipe alat: Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$\text{H}_2\text{SO}_4$ =	20.927,5089
$\text{HNO}_3$ =	8.226,5308 kg/j
$\text{H}_2\text{O}$ =	<u>5.911,4459 kg/j</u>
	35.065,4856 kg/j

Kecepatan massa =	$\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$	
	35.065,4856 kg/j	9,7404 kg/dt
Rapat massa =	1.393,0000 kg/m <sup>3</sup>	1,3930 kg/l
Viscositas cairan =	1,1066 cp	
Suhu =	30 C	

Suction

Elevasi = 0,6700 m

Tekanan = 1,0000 atm

1,0000 atm

Discharge

Elevasi = 4,8897 m

Tekanan = 1,0000 atm

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Steel dengan diameter optimum:

$$\text{Diopt} = 282 \times L^{(0,52)} \times R_{\text{hol}}^{(-0,35)} \text{ mm}$$

$$73,1015 \text{ mm}$$

$$2,8780 \text{ in}$$

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 3,0000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 3,5000 in

Diameter dalam (ID) = 3,0680 in

m 0,0779

Luas penampang (AT!) = 7,3500 in<sup>2</sup> 0,0047

m<sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan:



$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

$$0,0070 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

$$1,4746 \text{ m/dt}$$

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

$$144.650,8502$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent ( $L_e$ ) dan panjang pipa ( $L$ ):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent ( $L_e$ ):

2 Sudden Enlargement	=	16,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	8,0000 ft
4 Standard Elbow	=	20,0000 ft
1 Gate Valve	=	1,7000 ft
		45,7000 ft
Panjang total pipa (m)	=	13,9294 m
Panjang ekuivalen	=	15,0000 m
		28,9294 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0700

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V^2 - V_1^2)}{2.G}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$4,2197 \text{ m}$$



#### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot D} = 2,8800$$

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f = 7,0997 \text{ m} = 23,2930 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\text{Specific Speed (n)} = 1.000,0000$$

$$\text{Head total (H)} = 23,2930 \text{ ft}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}} = 992,8747$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\text{Debit cairan (Q)} = 110,8220 \text{ Gpm}$$

$$\text{Total Head} = 23,2930 \text{ ft}$$

$$\text{Effisiensi} = 0,6500$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}} = 1,3970 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{BHP}}{\text{eff}} = 1,7462 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 2,0000 Hp



P – 10

Tugas: Mengalirkan hasil reaktor pertama menuju reaktor ke dua

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$C_6H_6$	=	10.197,5249
$C_7H_8$	=	5,1013
$H_2SO_4$	=	20.927,5089
$HNO_3$	=	8.226,5308 kg/j
$H_2O$	=	<u>5.911,4459 kg/j</u>
		45.268,1118 kg/j

$$\text{Kecepatan massa} = \frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}} = \frac{45.268,1118 \text{ kg/j}}{12,5745}$$

$$\text{Rapat massa} = 1.379,9000 \text{ kg/m}^3 = 1,3799$$

$$\text{Viscositas cairan} = 1,8190 \text{ cp}$$

$$\text{Suhu} = 55 \text{ C}$$

Suction

$$\text{Elevasi} = 0,6410 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

$$1,0000 \text{ atm}$$

Discharge

$$\text{Elevasi} = 2,6129 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

$$\text{Diopt} = 282 \times L^{(0,52)} \times Rhol^{(-0,35)} \text{ mm}$$

$$83,7601 \text{ mm}$$

$$3,2976 \text{ in}$$

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

$$\text{IPS} = 4,0000 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No.} = 40,0000$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 4,5000 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 4,0260 \text{ in}$$

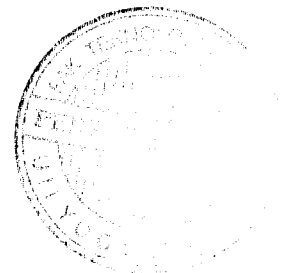
$$\text{Luas penampang (AT!)} = 0,1023 \text{ m}$$

$$12,7000 \text{ in}^2$$

$$0,0082 \text{ m}^2$$

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$





$$0,0091 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

$$1,1122 \text{ m/dt}$$

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

$$86.276,6975$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	22,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	11,0000 ft
4 Standard Elbow	=	28,0000 ft
1 Gate Valve	=	2,3000 ft
		63,3000 ft
Panjang total pipa ( m )	=	19,2938 m
Panjang ekuivalen	=	20,0000 m
		39,2938 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0400

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$1,9719 \text{ m}$$



#### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

0,9690

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

2,9409 m  
9,6486 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\begin{aligned} \text{Spesific Speed (n)} &= 500,0000 \\ \text{Head total (H)} &= 9,6486 \text{ ft} \\ N_s &= \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}} \\ &= 1.097,5971 \end{aligned}$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 144,4249 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 9,6486 \text{ ft} \\ \text{Effisiensi} &= 0,6900 \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

0,7037 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$BHP = \frac{BHP}{\text{eff}}$$

0,8797 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp





P - 11

Tugas: Mengalirkan hasil reaktor ke dua menuju reaktor ke tiga

Tipe alat: Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$C_6H_6$	=	10.197,5249
$C_7H_8$	=	5,1013
$H_2SO_4$	=	20.927,5089
$HNO_3$	=	8.226,5308 kg/j
$H_2O$	=	5.911,4459 kg/j
		45.268,1118 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$   
 $\frac{45.268,1118 \text{ kg/j}}{12,5745 \text{ kg/dt}}$

Rapat massa = 1.379,9000 kg/m<sup>3</sup> 1,3799 kg/l  
 Viscositas cairan = 1,8190 cp  
 Suhu = 55 C

Suction  
 Elevasi = 0,6410 m  
 Tekanan = 1,0000 atm  
 1,0000 atm

Discharge  
 Elevasi = 2,6129 m  
 Tekanan = 1,0000 atm

Pemilihan Pipa:  
 Digunakan pipa Stainless Steel dengan diameter optimum:

$D_{opt} = 282 \times L^{(0,52)} \times R_{hol}^{(-0,35)} \text{ mm}$   
 83,7601 mm  
 3,2976 in

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS	=	4,0000 in	
Schedule No.	=	40,0000	
Diameter luar (OD)	=	4,5000 in	
Diameter dalam (ID)	=	4,0260 in	0,1023 m
Luas penampang (AT!)	=	12,7000 in <sup>2</sup>	0,0082 m <sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{R_{hol}}$$



$$0,0091 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

$$1,1122 \text{ m/dt}$$

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

$$86.276,6975$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	22,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	11,0000 ft
4 Standard Elbow	=	28,0000 ft
1 Gate Valve	=	2,3000 ft
		63,3000 ft
Panjang total pipa (m )	=	19,2938 m
Panjang ekuivalen	=	20,0000 m
		39,2938 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0400

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$1,9719 \text{ m}$$

4. Friction Head



$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

0,9690

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

2,9409 m  
9,6486 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Specific Speed (n) = 500,0000  
 Head total (H) = 9,6486 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}}$$

1.097,5971

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

Debit cairan (Q) 144,4249 Gpm  
 Total Head = 9,6486 ft  
 Effisiensi = 0,6900

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot Den}{3960 \cdot eff}$$

0,7037 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$BHp = \frac{BHP}{eff}$$

0,8797 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P - 12

Tugas: Mengalirkan hasil reaktor ke tiga menuju reaktor ke empat

Tipe alat: Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$C_6H_6$	=	10.197,5249
$C_7H_8$	=	5,1013
$H_2SO_4$	=	20.927,5089
$HNO_3$	=	8.226,5308 kg/j
$H_2O$	=	5.911,4459 kg/j
		45.268,1118 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$

		45.268,1118 kg/j	12,5745 kg/dt
--	--	------------------	---------------

Rapat massa = 1.379,9000 kg/m<sup>3</sup> 1,3799 kg/l

Viscositas cairan = 1,8190 cp

Suhu = 55 C

Suction

Elevasi= 0,6410 m

Tekanan = 1,0000 atm

1,0000 atm

Discharge

Elevasi= 2,6129 m

Tekanan = 1,0000 atm

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Steel dengan diameter optimum:

$$\text{Diop} = 282 \times L^{(0,52)} \times R_{hol}^{(-0,35)} \text{ mm}$$

		83,7601 mm
		3,2976 in

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS = 4,0000 in

Schedule No. = 40,0000

Diameter luar (OD) = 4,5000 in

Diameter dalam (ID) = 4,0260 in

0,1023 m

Luas penampang (AT!) = 12,7000 in<sup>2</sup>

0,0082 m<sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{R_{hol}}$$



$$0,0091 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

$$1,1122 \text{ m/dt}$$

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

$$86.276,6975$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	22,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	11,0000 ft
4 Standard Elbow	=	28,0000 ft
1 Gate Valve	=	2,3000 ft
		63,3000 ft
Panjang total pipa (m)	=	19,2938 m
Panjang ekuivalen	=	20,0000 m
		39,2938 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0400

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

$$0,0000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$1,9719 \text{ m}$$



#### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

0,9690

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

2,9409 m  
9,6486 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\begin{aligned} \text{Specific Speed (n)} &= 500,0000 \\ \text{Head total (H)} &= 9,6486 \text{ ft} \\ N_s &= \frac{n \cdot (\text{Gpm})^{0,5}}{(H)^{0,75}} \\ &= 1.097,5971 \end{aligned}$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 144,4249 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 9,6486 \text{ ft} \\ \text{Effisiensi} &= 0,6900 \\ \text{BHP} &= \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}} \\ &= 0,7037 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{BHP}}{\text{eff}}$$

0,8797 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P - 13

Tugas: Memompa produk dari reaktor menuju dekanter (Dk - 01)

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$C_6H_6$	=	10.197,5249
$C_7H_8$	=	5,1013
$H_2SO_4$	=	20.927,5089
$HNO_3$	=	8.226,5308 kg/j
$H_2O$	=	<u>5.911,4459 kg/j</u>
		45.268,1118 kg/j

$$\text{Kecepatan massa} = \frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}} = \frac{45.268,1118 \text{ kg/j}}{12,5745 \text{ dt}}$$

$$\text{Rapat massa} = 1.379,9000 \text{ kg/m}^3 = 1,3799 \text{ kg/l}$$

$$\text{Viscositas cairan} = 1,1058 \text{ cp}$$

$$\text{Suhu} = 55 \text{ C}$$

Suction

$$\text{Elevasi} = 0,6410 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

$$1,0000 \text{ atm}$$

Discharge

$$\text{Elevasi} = 2,6129 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

$$\text{Diopt} = 282 \times L^{(0,52)} \times Rhol^{(-0,35)} \text{ mm}$$

$$83,7601 \text{ mm}$$

$$3,2976 \text{ in}$$

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

$$\text{IPS} = 4,0000 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No.} = 40,0000$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 4,5000 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 4,0260 \text{ in}$$

$$0,1023 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang (AT!)} = 12,7000 \text{ in}^2$$

$$0,0082 \text{ m}^2$$

Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$



$$0,0091 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

$$1,1122 \text{ m/dt}$$

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

$$141.947,6418$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	22,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	11,0000 ft
4 Standard Elbow	=	28,0000 ft
1 Gate Valve	=	<u>2,3000 ft</u>
		63,3000 ft
Panjang total pipa (m )	=	19,2938 m
Panjang ekuivalen	=	<u>20,0000 m</u>
		39,2938 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0340

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{(p_2 - p_1)}{Rhol} = 0,0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G} = 0,0000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1 = 1,9719 \text{ m}$$

4. Friction Head





$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

0,8236

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

2,7955 m  
9,1717 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Specific Speed (n) = 500,0000  
Head total (H) = 9,1717 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}}$$

1.140,1253

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

Debit cairan (Q) = 144,4249 Gpm  
Total Head = 9,1717 ft  
Effisiensi = 0,6900

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot Den}{3960 \cdot eff}$$

0,7101 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$BHp = \frac{BHP}{eff}$$

0,8877 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P - 14

Tugas: Mengalirkan hasil reaktor kedua menuju reaktor ketiga

Tipe alat: Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$C_6H_5NO_2$ =	15.755,1261
$C_6H_6$ =	183,5523
$C_7H_8$ =	5,1013
$H_2SO_4$ =	128,0136
$HNO_3$ =	0,9058 kg/j
$H_2O$ =	50,2919 kg/j
	<u>16.122,9910 kg/j</u>

$$\text{Kecepatan massa} = \frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}} = \frac{16.122,9910 \text{ kg/j}}{3,85} = 4,1878 \text{ kg/dt}$$

$$\text{Rapat massa} = 1.437,7600 \text{ kg/m}^3 = 1,4378 \text{ kg/l}$$

$$\text{Viscositas cairan} = 1,1056 \text{ cp}$$

$$\text{Suhu} = 40 \text{ C}$$

$$\text{Suction Elevasi} = 0,3333 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Discharge Elevasi} = 3,4415 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0000 \text{ atm}$$

Pemilihan Pipa:  
Digunakan pipa Stainless Steel dengan diameter optimum:

$$D_{opt} = 282 \times L^{(0,52)} \times R_{hol}^{(-0,35)} \text{ mm}$$

$$= 48,2673 \text{ mm}$$

$$= 1,9003 \text{ in}$$

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS =	2,0000 in	
Schedule No. =	40,0000	
Diameter luar (OD) =	2,3800 in	
Diameter dalam (ID) =	2,0670 in	0,0525 m
Luas penampang (AT!) =	3,3300 m <sup>2</sup>	0,0022 m <sup>2</sup>



Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

0,0031 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

1,4413 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

98.402,7043

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	11,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	5,0000 ft
4 Standard Elbow	=	14,0000 ft
1 Gate Valve	=	3,5000 ft
		33,5000 ft
Panjang total pipa (m)	=	10,2108 m
Panjang ekuivalen	=	15,0000 m
		25,2108 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0390

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$Hp = \frac{(p2 - p1)}{Rhol}$$

0,0000 m

2. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2.G}$$

0,0000 m



### 3. Static Head

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

3,1082 m

### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot D}$$

0,9827

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

5,0909 m  
16,7026 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\text{Specific Speed (n)} = 1.000,0000$$

$$\text{Head total (H)} = 16,7026 \text{ ft}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}}$$

850,4340

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\text{Debit cairan (Q)} = 49,3692 \text{ Gpm}$$

$$\text{Total Head} = 16,7026 \text{ ft}$$

$$\text{Effisiensi} = 0,5800$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

0,5162 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{BHP}}{\text{eff}}$$

0,6452 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P – 15

Tugas: Mengalirkan hasil reaktor kedua menuju reaktor ketiga

Tipe alat: Contrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

$\text{Na}_2\text{SO}_4$	=	185,4010
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	=	15.755,1261
$\text{C}_6\text{H}_6$	=	183,5523
$\text{C}_7\text{H}_8$	=	5,1013
$\text{H}_2\text{SO}_4$	=	286,5609
$\text{NaOH}$	=	20,9979 kg/j
$\text{NaNO}_3$	=	1,2239 kg/j
		<u>16.437.9634 kg/j</u>

Kecepatan massa =	$\frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Waktu penyimpanan}}$	
		16.437.9634 kg/j
Rapat massa =		1.317,1000 kg/m <sup>3</sup>
Viscositas cairan =		1,0086 cp
Suhu =		40 C

4,5661 kg/dt  
1,3171 kg/l

Suction		
Elevasi=		0,6911 m
Tekanan =		1,0000 atm
		1,0000 atm
Discharge		
Elevasi=		4,1810 m
Tekanan =		1,0000 atm

Pemilihan Pipa:  
Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum:

$$\text{Diop}t = 282 \times L^{(0,52)} \times R_{hol}^{(-0,35)} \text{ mm}$$

$$50,2743 \text{ mm}$$

$$1,9793 \text{ in}$$

maka dipakai pipa Standard (KERN, 1983)

IPS	=	2,0000 in	
Schedule No.	=	40,0000	
Diameter luar (OD)	=	2,3800 in	
Diameter dalam (ID)	=	2,0670 in	0,0525 m
Luas penampang (AT!)	=	3,3500 in <sup>2</sup>	0,0022 m <sup>2</sup>



Kecepatan Volume Cairan:

$$Q = \frac{L}{Rhol}$$

0,0035 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa:

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

1,6040 m/dt

Reynold Number:

$$Re = \frac{Rhol.V.ID}{Visc}$$

109.973,6141

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalent (Le) dan panjang pipa (L):

Dari BROWN G.G , 1978 " Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement	=	11,0000 ft
2 Sudden Contraction	=	5,0000 ft
4 Standard Elbow	=	14,0000 ft
1 Gate Valve	=	<u>3,5000 ft</u>
		33,5000 ft
Panjang total pipa (m)	=	10,2108 m
Panjang ekuivalen	=	<u>15,0000 m</u>
		25,2108 m
Besarnya Faktor Friksi	=	0,0380

Menghitung Head Pompa:

1. Pressure Head

$$Hp = \frac{(p2 - p1)}{Rhol}$$

0,0000 m

2. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2.G}$$

0,0000 m

3. Static Head



$$H_s = Z_2 - Z_1$$

1,3851 m

#### 4. Friction Head

$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot D}$$

0,9827

Total Head Pompa:

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

5,0909 m  
16,7026 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\begin{aligned} \text{Specific Speed (n)} &= 1.000,0000 \\ \text{Head total (H)} &= 16,7026 \text{ ft} \\ N_s &= \frac{n \cdot (Gpm)^{0,5}}{(H)^{0,75}} \\ &= 850,4340 \end{aligned}$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1.500$  )

Brake Horse Power:

$$\begin{aligned} \text{Debit cairan (Q)} &= 49,3692 \text{ Gpm} \\ \text{Total Head} &= 16,7026 \text{ ft} \\ \text{Effisiensi} &= 0,5800 \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

0,5162 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0,8000

$$BHp = \frac{BHP}{\text{eff}}$$

0,6452 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1,0000 Hp



P-16

Tugas : Memompa hasil pemisahan dekanter (DK-02) menuju menara distilasi.

Tipe alat : Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

C6H6=	183.5523
C7H8	5.1013
C6H5NO2=	15754.3249 kg/j
H2O=	50.2894 kg/j
	15993.2679 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{kapasitas tangki}}{\text{waktu penyimpanan}}$   
 $15993.2679 \text{ kg/j}$  4.4426 kg/dt

Rapat massa = 1198.7000 kg/m<sup>3</sup> 1.1987 kg/l  
 Viscositas cairan = 1.6729 cp  
 Suhu = 40 C

Suction  
 Elevasi = 0.3333 m  
 Tekanan = 1.0000 atm  
 1.0000 atm

Discharge  
 Elevasi = 2.7296 m  
 Tekanan = 1.0000 atm

Pemilihan Pipa:  
 Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum;

Diopt =  $282 \times L^{(0.52)} \times Rhol^{(-0.35)} \text{ mm}$   
 $51.2236 \text{ mm}$   
 $2.0167 \text{ in}$

maka dipakai pipa Standar (KERN, 1983)

IPS =	2.5000 in	
Schedule No. =	40.0000	
Diameter luar (OD) =	2.8800 in	
Diameter dalam (ID) =	2.4690 in	0.0627 m
Luas penampang (ATI) =	4.7900 in <sup>2</sup>	0.0031 m <sup>2</sup>





3.4890 m

#### 4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

2.3929

#### Total Head Pompa :

$$H = H_p + H_v + H_3 + H_f$$

5.8819 m  
19.2976 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Specific Speed (n) = 1000.0000  
Head total (H) = 19.2976 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

805.0740

(Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$ )

Brake Horse Power  
Debit cairan (Q) = 54.9448 Gpm  
Total Head = 19.2976 ft  
Efisiensi = 0.6000

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

0.5878 Hp

Besarnya Efisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0.8000

$$BHp = \frac{BHP}{\text{eff}}$$

0.7347 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1.0000 Hp



Kecepatan Volume Cairan :

$$Q = \frac{L}{\text{Rhoi}} \quad 0.0035 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{AT!} \quad 1.6040 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\text{Rhoi} \cdot V \cdot ID}{\text{Visc}} \quad 109973.6141$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L) :  
Dari BROWN G.G., 1978 "Unit operation" diperoleh  
Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement =	11.0000 ft
2 Sudden Contraction =	5.0000 ft
4 Standard Elbow =	14.0000 ft
1 Gate Valve =	3.5000 ft
	33.5000 ft
	10.2108 ft
Panjang total pipa (m) =	15.0000 m
Panjang ekivalen =	25.2108 m
Besarnya Faktor Friksi =	0.0380

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = \frac{(P_2 - P_1)}{\text{Rhol}} \quad 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G} \quad 0.0000 \text{ m}$$



### 3. Static Head :

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

### 4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$1.3851$$

### Total Head Pompa :

$$H = H_p + H_v + H_3 + H_f$$

$$3.7814 \text{ m}$$

$$12.4061 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\text{Spesific Speed (n)} = 1000.0000$$

$$\text{Head total (H)} = 12.4061 \text{ ft}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

$$1159.4070$$

(Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$ )

### Brake Horse Power

$$\text{Debit cairan (Q)} = 58.7387 \text{ Gpm}$$

$$\text{Total Head} = 12.4061 \text{ ft}$$

$$\text{Efisiensi} = 0.6000$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

$$0.3676 \text{ Hp}$$

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus)

0.8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{HBP}}{\text{eff}}$$

$$0.4596 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya

0.5000Hp



P-17

Tugas : Memompa hasil bawah menara distilasi menuju tangki penyimpanan.

Tipe alat : Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

C6H6=	15.7828
C7H8	4.7347
C6H5NO2=	15751.2626 kg/j
H2O=	11.0479 kg/j
	15782.8280 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{kapasitas tangki}}{\text{waktu penyimpanan}}$   
 $\frac{110479.7960 \text{ kg/j}}{\text{kg/dt}}$  30.6888

Rapat massa =  $\frac{940.1000 \text{ kg/m}^3}{\text{kg/l}}$  0.9401

Viscositas cairan = 1.6977 cp

Suhu = 40 C

Suction

Elevasi = 0.1250 m

Tekanan = 1.0000 atm

1.0000 atm

Discharge

Elevasi = 15.5000 m

Tekanan = 1.0000 atm

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum;

$$\text{Diopt} = 282 \times L^{(0.52)} \times \text{Rhol}^{(-0.35)} \text{ mm}$$

$$51.2236 \text{ mm}$$

$$2.0167 \text{ in}$$

maka dipakai pipa Standar (KERN, 1983)

IPS = 6.0000 in

Schedule No. = 40.0000

Diameter luar (OD) = 6.6250 in

Diameter dalam (ID) = 6.0650 in

0.1541 m

Luas penampang (ATI) = 28.9000 in<sup>2</sup>

0.0186 m<sup>2</sup>



Kecepatan Volume Cairan :

$$Q = \frac{L}{\text{Rhoi}}$$

$$0.0326 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

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

$$1.7508 \text{ m}/\text{dt}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\text{Rhoi} \cdot V \cdot ID}{\text{Visc}}$$

$$149354.6196$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L) :

Dari BROWN G.G., 1978 "Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement =	32.0000 ft
2 Sudden Contraction =	16.0000 ft
4 Standard Elbow =	44.0000 ft
1 Gate Valve =	3.5000 ft
	95.5000 ft
	29.1084 ft
Panjang total pipa (m) =	30.0000 m
Panjang ekivalen =	59.1084 m
Besarnya Faktor Friksi =	0.0360

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = \frac{(P_2 - P_1)}{\text{Rhol}}$$

$$0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$

$$0.0000 \text{ m}$$



## 3. Static Head :

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$15.3750 \text{ m}$$

## 4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$2.1581$$

## Total Head Pompa :

$$H = H_p + H_v + H_3 + H_f$$

$$17.5331 \text{ m}$$

$$57.5233 \text{ ft}$$

Dicoba digunakan 1 pompa

$$\text{Specific Speed (n)} = 1000.0000$$

$$\text{Head total (H)} = 57.5233 \text{ ft}$$

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

$$1088.9811$$

(Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$ )

## Brake Horse Power

$$\text{Debit cairan (Q)} = 517.3758 \text{ Gpm}$$

$$\text{Total Head} = 57.5233 \text{ ft}$$

$$\text{Efisiensi} = 0.8300$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

$$8.5124 \text{ Hp}$$

Besarnya Efisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus)

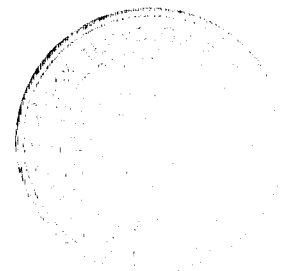
$$0.8600$$

$$\text{BHp} = \frac{\text{HBP}}{\text{eff}}$$

$$9.8981 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya

$$10.0000 \text{ Hp}$$





P-18

Tugas : Memompa bahan dari accumulator.

Tipe alat : Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

C6H6=	167.7695
C7H8	0.3665
C6H5NO2=	3.0623 kg/j
H2O=	39.2415 kg/j
	210.4398 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{kapasitas tangki}}{\text{waktu penyimpanan}}$   
210.4398 kg/j

Rapat massa = 1198.7000 kg/m<sup>3</sup>  
Viscositas cairan = 1.6729 cp  
Suhu = 40 C

Suction  
Elevasi = 1.0000 m  
Tekanan = 1.0000 atm  
1.0000 atm

Discharge  
Elevasi = 2.0000 m  
Tekanan = 1.0000 atm

Pemilihan Pipa:  
Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum;

Diop<sub>t</sub> =  $282 \times L^{(0.52)} \times R_{hol}^{(-0.35)}$  mm  
5.3883 mm  
0.2121 in

maka dipakai pipa Standar (KERN, 1983)

IPS = 0.5000 in  
Schedule No. = 40.0000  
Diameter luar (OD) = 0.8400 in  
Diameter dalam (ID) = 0.6220 in 0.0158 m  
Luas penampang (ATI) = 0.3040 in<sup>2</sup> 0.0002 m<sup>2</sup>

Kecepatan Volume Cairan :



$$Q = \frac{L}{\text{Rho} \cdot t}$$

0.0000 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

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

0.2486 m/dt

Reynold Number :

$$Re = \frac{\text{Rho} \cdot V \cdot ID}{\text{Visc}}$$

2814.7413

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L) :

Dari BROWN G.G., 1978 "Unit operation" diperoleh  
Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement =	3.0000 ft
2 Sudden Contraction =	1.6000 ft
4 Standard Elbow =	4.0000 ft
1 Gate Valve =	0.3500 ft
	8.9500 ft
	2.7280 ft
Panjang total pipa (m) =	5.0000 m
Panjang ekuivalen =	7.7280 m
Besarnya Faktor Friksi =	0.0270

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = \frac{(P_2 - P_1)}{\text{Rho} \cdot g}$$

0.0000 m

2. Velocity Head :

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2 \cdot G}$$

0.0000 m





## 3. Static Head :

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

1.0000 m

## 4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

0.0416

## Total Head Pompa :

$$H = H_p + H_v + H_3 + H_f$$

1.0416 m  
3.4174 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Spesific Speed (n) = 3000.0000  
Head total (H) = 3.4174 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

1049.3232

(Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$ )

## Brake Horse Power

Debit cairan (Q) = 0.7729 Gpm  
Total Head = 3.4174 ft  
Efisiensi = 0.6000

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

80.0013 Hp

Besarnya Efisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0.8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{HBP}}{\text{eff}}$$

0.0017 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1.0000 Hp



P-19

Tugas : Mengalirkan produk Nitrobenzene dari tanki penyimpan produk menuju tanki distributor.

Tipe alat : Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

C6H6=	15.7828
C7H8	4.7347
C6H5NO2=	15751.2626 kg/j
H2O=	11.0479 kg/j
	15782.8280 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{kapasitas tangki}}{\text{waktu penyimpanan}}$   
 $\frac{15782.8280 \text{ kg/j}}{3.75 \text{ dt}}$  = 4.3841 kg/dt

Rapat massa =  $\frac{940.1000 \text{ kg/m}^3}{1.0000 \text{ m}^3}$  = 0.9401 kg/l

Viscositas cairan = 1.6977 cp

Suhu = 40 C

Suction

Elevasi = 2.0000 m

Tekanan = 1.0000 atm

1.0000 atm

Discharge

Elevasi = 7.7916 m

Tekanan = 1.0000 atm

Pemilihan Pipa:

Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum;

$D_{opt} = 282 \times L^{(0.52)} \times \rho^{(-0.35)} \text{ mm}$

55.3882 mm

2.1806 in

maka dipakai pipa Standar (KERN, 1983)

IPS = 2.5000 in

Schedule No. = 40.0000

Diameter luar (OD) = 2.8800 in

Diameter dalam (ID) = 2.4690 in

0.0627 m

Luas penampang (ATI) = 4.7900 in<sup>2</sup>

0.0031 m<sup>2</sup>



Kecepatan Volume Cairan :

$$Q = \frac{L}{\text{Rhoi}} \quad 0.0047 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{AT} \quad 1.5091 \text{ m/dt}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\text{Rhoi} \cdot V \cdot ID}{\text{Visc}} \quad 52405.0614$$

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L) :  
Dari BROWN G.G., 1978 "Unit operation" diperoleh  
Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement =	10.0000 ft
2 Sudden Contraction =	6.0000 ft
4 Standard Elbow =	16.0000 ft
1 Gate Valve =	1.5000 ft
	33.5000 ft
	10.2108 ft
Panjang total pipa (m) =	15.0000 m
Panjang ekivalen =	25.2108 m
Besarnya Faktor Friksi =	0.0480

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = \frac{(P_2 - P_1)}{\text{Rhoi}} \quad 0.0000 \text{ m}$$

2. Velocity Head :

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2.G}$$



0.0000 m

3. Static Head :  
 $H_s = Z_2 - Z_1$

5.7916 m

4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

2.2397

Total Head Pompa :

$$H = H_p + H_v + H_3 + H_f$$

8.0313 m  
26.3493 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Specific Speed (n) = 1000.0000  
Head total (H) = 26.3493 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

739.2255

(Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$ )

Brake Horse Power  
Debit cairan (Q) = 73.9108 Gpm  
Total Head = 26.3493 ft  
Efisiensi = 0.6000

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

0.7706 Hp

Besarnya Efisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0.8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{HBP}}{\text{eff}}$$

0.9632 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1.0000 Hp



P-20

Tugas : Mengalirkan hasil atas distilasi ke UPL.

Tipe alat : Centrifugal Pump

Massa yang akan dipompa =

C6H6=	167.7695
C7H8	0.3665
C6H5NO2=	3.0623 kg/j
H2O=	39.2415 kg/j
	210.4398 kg/j

Kecepatan massa =  $\frac{\text{kapasitas tangki}}{\text{waktu penyimpanan}}$   
 $210.4398 \text{ kg/j}$  0.0585 kg/dt

Rapat massa =  $1198.7000 \text{ kg/m}^3$  1.1987 kg/l  
 Viscositas cairan =  $1.6729 \text{ cp}$   
 Suhu =  $40 \text{ C}$

Suction  
 Elevasi =  $2.0000 \text{ m}$   
 Tekanan =  $1.0000 \text{ atm}$   
 $1.0000 \text{ atm}$

Discharge  
 Elevasi =  $2.9014 \text{ m}$   
 Tekanan =  $1.0000 \text{ atm}$

Pemilihan Pipa:  
 Digunakan pipa Stainless Stell dengan diameter optimum;

Diopt =  $282 \times L^{(0.52)} \times Rhol^{(-0.35)} \text{ mm}$   
 $5.3883 \text{ mm}$   
 $0.2121 \text{ in}$

maka dipakai pipa Standar (KERN, 1983)

IPS =	$0.5000 \text{ in}$	
Schedule No. =	$40.0000$	
Diameter luar (OD) =	$0.8400 \text{ in}$	
Diameter dalam (ID) =	$0.6220 \text{ in}$	$0.0158 \text{ m}$
Luas penampang (ATI) =	$0.3040 \text{ in}^2$	$0.0002 \text{ m}^2$



Kecepatan Volume Cairan :

$$Q = \frac{L}{\text{Rho} \cdot t}$$

0.0000 m<sup>3</sup>/dt

Kecepatan Linier cairan dalam pipa :

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

0.2486 m/dt

Reynold Number :

$$Re = \frac{\text{Rho} \cdot V \cdot D}{\text{Visc}}$$

2814.7413

Aliran TURBULEN

Menghitung panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L) :

Dari BROWN G.G., 1978 "Unit operation" diperoleh

Panjang ekuivalent (Le):

2 Sudden Enlargement =	3.0000 ft
2 Sudden Contraction =	1.6000 ft
4 Standard Elbow =	4.0000 ft
1 Gate Valve =	0.3500 ft
	8.9500 ft
	2.7280 ft
Panjang total pipa (m) =	5.0000 m
Panjang ekivalen =	7.7280 m
Besarnya Faktor Friksi =	0.0270

Menghitung Head Pompa :

1. Pressure Head :

$$H_p = \frac{(P_2 - P_1)}{\text{Rho} \cdot g}$$

0.0000 m

2. Velocity Head :

$$H_v = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2 \cdot G}$$

0.0000 m



### 3. Static Head :

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

0.9014 m

### 4. Friction Head :

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V_t^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

0.0416

### Total Head Pompa :

$$H = H_p + H_v + H_3 + H_f$$

0.9430 m  
3.0939 ft

Dicoba digunakan 1 pompa

Specific Speed (n) = 3000.0000  
Head total (H) = 3.0939 ft

$$N_s = \frac{n \cdot (\text{gpm})^{0.5}}{(H)^{0.75}}$$

1130.5785

(Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$ )

### Brake Horse Power

Debit cairan (Q) = 0.7729 Gpm  
Total Head = 3.0939 ft  
Efisiensi = 0.6000

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Den}}{3960 \cdot \text{eff}}$$

0.0012 Hp

Besarnya Effisiensi motor (fig.13.38, Peter Timmerhaus) 0.8000

$$\text{BHp} = \frac{\text{HBP}}{\text{eff}}$$

0.0015 Hp

Jadi digunakan Motor Standard 3 fase dengan daya 1.0000 Hp







## TANGKI

**T – 01**

**Tugas : Menyimpan bahan baku Benzene untuk kebutuhan 1 bulan**

**Tipe alat : Tangki silinder vertikal**

**Kondisi operasi :**

Suhu = 30 C

Tekanan = 1 atm

**Perhitungan dimensi alat**

Kapasitas untuk waktu tinggal

Umpan Benzene

C6H6 10197.5249 kg/j

C7H6 5.1013 kg/j

Jumlah 10202.6262

Waktu tinggal = 30 hari

720.0000 jam

Kapasitas massa = 7345890.8640 kg/j

Densitas cairan = 0.8681 kg/l

Digunakan tangki dengan volume masing-masing

n = 1.0000

Volume cairan =  $\frac{w}{n \cdot \rho}$

n.Rho

8462033.0192 lt

8462.0330 m<sup>3</sup>

Over design = 0.2000

Volumen tangki (Vt) = 10154.4396 m<sup>3</sup>

Vt =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot H}{4 \cdot 0.0000}$

Apabila diambil (H/D) = 0.5



$$V_t = \frac{\phi \cdot D^2 \cdot (h/D) \cdot D}{4.0000}$$

$$D = \frac{4 \cdot V_t}{\phi \cdot (h/D)}^{0.33}$$

28.5910 m

$$H = (h/D) \cdot D$$

14.2955 m

**Maka diperoleh ukuran tangki**

Diameter =	28.5910 m	93.8025 ft
Tinggi =	14.2955 m	46.9013 ft

**Tebal tangki**

Dari Brownel & Young digunakan bahan baja stainless stell SA 283 Grade C

Tekanan design =	22.0500 psi
Allowable stress =	18750.0000 psi
Efisiensi sambungan =	0.8500
Faktor korosi =	0.1250 in
Jari-jari tangki =	562.8150 in

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 P} + c$$

0.9041 in

Selanjutnya untuk ketinggian cairan tertentu dari permukaan mengikuti persamaan :

$$0.0005 H \cdot D + 0.1250$$

maka diperoleh

Ht =	0.0000	ts =	0.1250 in
Ht =	8.0000	ts =	0.4709 in
Ht =	16.0000	ts =	0.8169 in
Ht =	24.0000	ts =	1.1628 in

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4 \cdot V_i}{\phi \cdot D^2}$$

13.1870 in



T - 02

Tugas : Menyimpan bahan baku HNO<sub>3</sub> untuk kebutuhan 1 bulan

Tipe alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi :

Suhu = 30 C

Tekanan = 1 atm

**Perhitungan dimensi alat**

Kapasitas untuk waktu tinggal

Umpan HNO<sub>3</sub>

HNO<sub>3</sub> 8226.5308 kg/j

H<sub>2</sub>O 427.0920 kg/j

Jumlah 8653.6228

Waktu tinggal = 30 hari

720.0000 jam

Kapasitas massa = 6230608.4160 kg/j

Densitas cairan = 0.7910 kg/l

Digunakan tangki dengan volume masing-masing

n = 1.0000

Volume cairan =  $\frac{w}{n \cdot \rho}$

7876875.3679 lt

7876.8754 m<sup>3</sup>

Over design = 0.2000

Volumen tangki (Vt) = 9452.2504 m<sup>3</sup>

Vt =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot H}{4.0000}$

Apabila diambil (H/D) = 0.5

Vt =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot (h/D) \cdot D}{4.0000}$



$$D = \frac{4 \cdot Vt}{\Phi \cdot (h/D)^{0.33}} = 27.9228 \text{ m}$$

$$H = (h/D) \cdot D = 13.9614 \text{ m}$$

**Maka diperoleh ukuran tangki**

Diameter =	27.9228 m	91.6104 ft
Tinggi =	13.9614 m	45.8052 ft

**Tebal tangki**

Dari Brownel & Young digunakan bahan baja stainless stell SA 283 Grade C

Tekanan design =	22.0500 psi
Allowable stress =	12750.0000 psi
Efisiensi sambungan =	0.8500
Faktor korosi =	0.1250 in
Jari-jari tangki =	549.6621 in

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 P} + c = 1.2443 \text{ in}$$

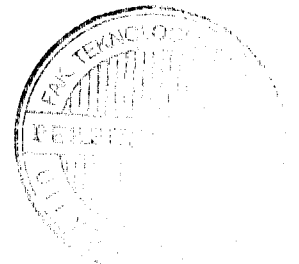
Selanjutnya untuk ketinggian cairan tertentu dari permukaan mengikuti persamaan :

$$0.0005 H \cdot D + \text{maka diperoleh} = 0.1250$$

Ht =	0.0000	ts =	0.1250 in
Ht =	10.0000	ts =	0.5473 in
Ht =	15.0000	ts =	0.7585 in
Ht =	20.0000	ts =	0.9696 in

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4 \cdot Vt}{\Phi \cdot D^2}$$

$$12.8696 \text{ in}$$





T - 03

Tugas : Menyimpan asam sulfat pada suhu 30 C tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 30 hari

Tipe alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi :

Suhu = 30 C

Tekanan = 1 atm

Perhitungan dimensi alat

Kapasitas untuk waktu tinggal

Umpan asam sulfat

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 20927.5080 kg/j

H<sub>2</sub>O 5484.3539 kg/j

Jumlah 26411.8619

Waktu tinggal = 30 hari

720.0000 jam

Kapasitas massa = 19016540.5680 kg/j

Densitas cairan = 1.8340 kg/l

Digunakan tangki dengan volume masing-masing

n = 1.0000

Volume cairan =  $\frac{w}{n \cdot \rho}$

10368887.9869 lt

10368.8880 m<sup>3</sup>

Over design = 0.2000

Volumen tangki (V<sub>t</sub>) = 12442.6656 m<sup>3</sup>

V<sub>t</sub> =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot H}{4.0000}$

Apabila diambil (H/D) = 0.5

V<sub>t</sub> =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot (h/D) \cdot D}{4.0000}$



$$D = \frac{4 \cdot Vt}{\Phi \cdot (h/D)^{0.33}}$$

30.5741 m

$$H = (h/D) \cdot D$$

15.2871 m

**Maka diperoleh ukuran tangki**

Diameter =	30.57141 m	100.3089 ft
Tinggi =	15.2871 m	50.1544 ft

**Tebal tangki**

Dari Brownel & Young digunakan bahan baja stainless stell SA 283 Grade C

Tekanan design = 22.0500 psi

Allowable stress = 18750.0000 psi

Efisiensi sambungan = 0.8500

Faktor korosi = 0.1250 in

Jari-jari tangki = 601.8533 in

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 P} + c$$

0.9581 in

Selanjutnya untuk ketinggian cairan tertentu dari permukaan mengikuti persamaan :

$$0.0005 H \cdot D +$$

0.1250

maka diperoleh

Ht =	0.0000	ts =	0.1250 in
------	--------	------	-----------

Ht =	3.0000	ts =	0.2637 in
------	--------	------	-----------

Ht =	6.0000	ts =	0.4025 in
------	--------	------	-----------

Ht =	9.0000	ts =	1.5412 in
------	--------	------	-----------

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4 \cdot V_i}{\Phi \cdot D^2}$$

14.1304 in



T - 04

Tugas : Menyimpan NaOH pada suhu 30 C tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 30 hari.

Tipe alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi :

Suhu = 30 C

Tekanan = 1 atm

Perhitungan dimensi alat

Kapasitas untuk waktu tinggal

Umpan natrium hidroksida

NaOH 125.9872 kg/j

H<sub>2</sub>O 188.9872 kg/j

Jumlah 314.9744

Waktu tinggal = 30 hari

720.0000 jam

Kapasitas massa = 226781.5680 kg/j

Densitas cairan = 0.9674 kg/l

Digunakan tangki dengan volume masing-masing

n = 1.0000

Volume cairan =  $\frac{w}{n \cdot \rho}$

234423.7833 lt

234.4238 m<sup>3</sup>

Over design = 0.2000

Volumen tangki (Vt) = 281.3085 m<sup>3</sup>

Vt =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot H}{4.0000}$

Apabila diambil (H/D) = 0.5

Vt =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot (h/D) \cdot D}{4.0000}$



$$D = \frac{4 \cdot Vt}{\Phi \cdot (h/D)^{0.33}} = 8.7551 \text{ m}$$

$$H = (h/D) \cdot D = 4.3776 \text{ m}$$

**Maka diperoleh ukuran tangki**

Diameter = 8.7551 m                      28.7242 ft  
Tinggi = 4.3776 m                      14.3621 ft

**Tebal tangki**

Dari Brownel & Young digunakan bahan baja stainless stell SA 178 Grade C

Tekanan design = 22.0500 psi  
Allowable stress = 18750.0000 psi  
Efisiensi sambungan = 0.8500  
Faktor korosi = 0.1250 in  
Jari-jari tangki = 172.3453 in

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 P} + c = 0.4759 \text{ in}$$

Selanjutnya untuk ketinggian cairan tertentu dari permukaan mengikuti persamaan :

$$0.0005 H \cdot D + 0.1250$$

maka diperoleh

Ht =	0.0000	ts =	0.1250 in
Ht =	4.0000	ts =	0.1780 in
Ht =	8.0000	ts =	0.2309 in
Ht =	16.0000	ts =	0.3369 in

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4 \cdot V_l}{\Phi \cdot D^2}$$

$$3.8959$$





T – 05

Tugas : Menyimpan Produk Nitrobenzene selama 30 hari.

Tipe alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi :

Suhu = 30 C

Tekanan = 1 atm

Perhitungan dimensi alat

Kapasitas untuk waktu tinggal

Umpan Nitrobenzene

C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NO<sub>2</sub> 15751.2626 kg/jC<sub>6</sub>H<sub>6</sub> 15.7828 kg/jC<sub>7</sub>H<sub>8</sub> 4.7348 kg/jH<sub>2</sub>O 11.0478 kg/j

Jumlah 15767.0452

Waktu tinggal = 30.0000 hari

720.0000 jam

Kapasitas massa = 11352272.5440 kg/j

Densitas cairan = 0.8681 kg/l

Digunakan tangki dengan volume masing-masing

n = 1.0000

Volume cairan =  $\frac{w}{n \cdot \rho}$ 

13077148.4207 lt

13077.1484 m<sup>3</sup>

Over design = 0.2000

Volumen tangki (Vt) = 15692.5781 m<sup>3</sup>Vt =  $\frac{\phi \cdot D^2 \cdot H}{4.0000}$ 

Apabila diambil (H/D) = 0.5



$$V_t = \frac{\phi \cdot D^2 \cdot (h/D) \cdot D}{4.0000}$$

$$D = \frac{4 \cdot V_t}{\phi \cdot (h/D)}^{0.33}$$

33.0075 m

$$H = (h/D) \cdot D$$

16.5037 m

**Maka diperoleh ukuran tangki**

Diameter =	33.0075 m	108.2922 ft
Tinggi =	16.5037 m	54.1461 ft

**Tebal tangki**

Dari Brownel & Young digunakan bahan baja stainless stell SA 178 Grade C

Tekanan design = 22.0500 psi

Allowable stress = 18750.0000 psi

Efisiensi sambungan = 0.8500

Faktor korosi = 0.1250 in

Jari-jari tangki = 649.7530 in

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 P} + c$$

1.0245 in

Selanjutnya untuk ketinggian cairan tertentu dari permukaan mengikuti persamaan :

$$0.0005 H \cdot D + 0.1250$$

maka diperoleh

Ht =	0.0000	ts =	0.1250 in
------	--------	------	-----------

Ht =	8.0000	ts =	0.5244 in
------	--------	------	-----------

Ht =	16.0000	ts =	0.9238 in
------	---------	------	-----------

Ht =	24.0000	ts =	1.3231 in
------	---------	------	-----------

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4 \cdot V_l}{\phi \cdot D^2}$$

15.2904



**T – 06**

**Tugas : Menyimpan Produk samping Nitrobenzene selama 30 hari.**

**Tipe alat : Tangki silinder vertikal**

**Kondisi operasi :**

Suhu = 30 C

Tekanan = 1 atm

**Perhitungan dimensi alat**

Kapasitas untuk waktu tinggal

Umpan Nitrobenzene

C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	3.0623	kg/j
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	167.7695	kg/j
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0.3665	kg/j
H <sub>2</sub> O	39.2440	kg/j
Jumlah	210.4423	
Waktu tinggal =	30	hari
	720.0000	jam

Kapasitas massa =	151518.4416	kg/j
Densitas cairan =	0.8681	kg/l

Digunakan tangki dengan volume masing-masing

n = 1.0000

Volume cairan = $\frac{w}{n \cdot \text{Rho}}$		
	174540.3083	lt
	174.5403	m <sup>3</sup>

Over design =	0.2000	
Volumen tangki (Vt) =	209.4484	m <sup>3</sup>

$$V_t = \frac{\phi \cdot D^2 \cdot H}{4.0000}$$

Apabila diambil (H/D) = 0.5

$$V_t = \frac{\phi \cdot D^2 \cdot (h/D) \cdot D}{4.0000}$$



$$D = \frac{4 \cdot Vt}{\Phi \cdot (h/D)^{0.33}}$$

7.9431 m

$$H = (h/D) \cdot D$$

3.9715 m

**Maka diperoleh ukuran tangki**

Diameter =	7.9431 m	26.0599 ft
Tinggi =	3.9715 m	13.0300 ft

**Tebal tangki**

Dari Brownel & Young digunakan bahan baja stainless stell SA 178 Grade C

Tekanan design =	22.0500 psi
Allowable stress =	18750.0000 psi
Efisiensi sambungan =	0.8500
Faktor korosi =	0.1250 in
Jari-jari tangki =	156.3596 in

$$t \text{ shell} = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 P} + c$$

0.3414 in

Selanjutnya untuk ketinggian cairan tertentu dari permukaan mengikuti persamaan :

$$0.0005 H \cdot D + 0.1250$$

maka diperoleh

Ht =	0.0000	ts =	0.1250 in
Ht =	8.0000	ts =	0.2211 in
Ht =	16.0000	ts =	0.3172 in
Ht =	24.0000	ts =	1.4133 in

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4 \cdot VI}{\Phi \cdot D^2}$$

3.5241

# EVALUASI EKONOMI





**DAFTAR HARGA ALAT PROSES**

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga per alat			Harga Total
				1954	1990	2003	
1	Reaktor	R.01	1	3860		18889.27	18889.27
2	Reaktor	R.02	1	3860		18889.27	18889.27
3	Reaktor	R.03	1	3860		18889.27	18889.27
4	Reaktor	R.04	1	3860		18889.27	18889.27
5	Menara distilasi - 01	MD	1		32400	38301.99	38301.99
6	Netralizer	N	1		7450	36457.27	36457.27
7	Decanter	DC-01	1	30000		146807.79	146807.79
8	Decanter	DC-02	1	20000		97871.86	97871.86
9	Kondensor	CD 01	1		23000	27189.68	27189.68
10	Accumulator 01	ACC 01	1		14000	16550.24	16550.24
11	Reboiler	RB-01	1		21250	25120.90	25120.90
12	Tangki	T-01	1	53000		259360.43	259360.43
13	Tangki	T-02	1	35000		171275.76	171275.76
14	Tangki	T-03	1	73000		357232.29	357232.29



Perhitungan Evaluasi Ekonomi  
Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu

15	Pompa 10	P-10	2	790		3865.94	7731.88
16	Pompa 11	P-11	2	790		3865.94	7731.88
17	Pompa 12	P-12	2	790		3865.94	7731.88
18	Pompa 13	P-13	2	790		3865.94	7731.88
19	Pompa 14	P-14	2	420		2055.31	4110.62
20	Pompa 15	P-15	2	450		2202.12	4404.23
21	Pompa 16	P-16	2	480		2348.92	4697.85
22	Pompa 17	P-17	2	810		3963.81	7927.62
23	Pompa 18	P-18	2	300		1468.08	2936.16
24	Pompa 19	P-19	2	500		2446.80	4893.59
25	Pompa 20	P-20	2	300		1468.08	2936.16
26	Mixer	M-01	1	830		4061.68	4061.68
				5.18		US\$	1,701,151.22



**UTILITAS**

No	Nama Alat	Jumlah	Rp	Harga per alat			Harga Total
				1954	1990	2007	
1	BU-01	1	12,750,000				
2	BU-02	1	13,500,000				
3	TU-01	1	4,500,000				
4	BU-03	1	22,500,000				
5	BU-04	1	4,800,000				
6	BU-05	1	5,700,000				
7	BU-06	1	3,750,000				
8	TU-02	1		1,200		5,872	
9	TU-03	1		2,800		13,702	
10	TU-04	1		1,350		6,606	
11	TUB-01	1		6,000		29,362	
12	TU-05	1		1,350		6,606	
13	TUB-02	1		6,000		29,362	
14	TU-06	1		2,200		10,766	
15	TUB-03	1		500		2,447	





*Perhitungan Evaluasi Ekonomi  
Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene Dengan Proses Kontinyu*

16	TUB-04	1		500			2,447	13,947
17	TU-07	1		2,850			13,947	12,723
18	TU-08	1		2,600			12,723	9,787
19	PU-01	2		1,000			4,894	9,787
20	PU-02	2		1,000			4,894	9,787
21	PU-03	2		1,000			4,894	9,787
22	PU-04	2		1,000			4,894	9,787
23	PU-05	2		800			3,915	7,830
24	PU-06	2		3,500			17,128	34,255
25	PU-07	2		1,000			4,894	9,787
26	PU-08	2		320			1,566	3,132
27	PU-09	2		300			1,468	2,936
28	B-01	1		12,000			58,723	58,723
29	CT-01	1		138,200			676,295	676,295
30								



## EVALUASI EKONOMI

### DATA - DATA PERHITUNGAN

<b>Asumsi :</b>			
1 man hour asing	\$	3	15
1 man hour asing =			
1 man hour indonesia		3 man hour indonesia	
Jumlah tenaga kerja	Rp		20,000
Asing	5%		
Indonesia	95%		

Nilai kurs : \$1 = Rp

11,000

Tahun	Indeks
1954	86
1990	356
2003	420.849

### FIXED CAPITAL COST (FCC)

#### 1. Harga alat

Ongkos import

15% PEC



	5%	PEC, kurs	
	5%	PEC, kurs	
Pajak masuk			
Transportasi ke lokasi			
			Rp
<b>Purchased Equipment Cost (PEC)</b>			<b>\$ 1,701,151.22</b>
Ongkos import		935633171	255,172.68
Pajak masuk		935633171	
Transportasi ke lokasi		1871266342	1,956,323.90
<b>Delivered Equipment Cost (DEC)</b>			<b>2,126,439.03</b>
<b>Delivered Equipment Cost (DEC) dalam \$</b>			
<b>2. Ongkos Instalasi</b>			
Material	11%	PEC =	\$ 187,126.63
Labour	32%	PEC =	544,368.39
Labour		36291.23 man hour	
			Rp
Upah buruh asing			\$ 27,218.42
Upah buruh indonesia			2068599884
<b>3. Ongkos Pemipaan</b>			
Material	49%	PEC =	\$ 833,564.10
Labour	37%	PEC =	629,425.95



Labour	41961.73 man hour	Rp	\$
Upah buruh asing			31,471.30
Upah buruh indonesia		2391818615	

#### 4. Ongkos Instrumentasi

Material	24% PEC =	\$	408,276.29
Labour	6% PEC =		102,069.07
Labour	6804.60 man hour	Rp	\$
Upah buruh asing			5,103.45
Upah buruh indonesia		387862478.2	

#### 5. Ongkos Isolasi

Material	3% PEC =	\$	51,034.54
Labour	5% PEC =		85,057.56
Labour	5670.50 man hour	Rp	\$
Upah buruh asing			4,252.88
Upah buruh indonesia		323218731.8	



**6. Ongkos Instalasi listrik**

Material	7%	PEC =	\$	119,080.59
Labour	3%	PEC =		51,034.54
Labour	3402.30	man hour		
Upah buruh asing			Rp	2,551.73
Upah buruh indonesia				193931239.1

**7. Ongkos Pembelian tanah dan perbaikan**

Harga tanah dan perbaikannya	33.59		Rp	200,000	/m2
Luas tanah				40,000	m2
Ongkos tanah total			Rp	8,000,000,000	

**8. Ongkos Pembuatan bangunan dan perlengkapan**

Luas Bangunan	35,000	m2		
Harga bangunan = Rp	500,000	/m2		
Biaya pembuatan bangunan dan perlengkapan=			Rp	17,500,000,000.00



### 9. Ongkos Utilitas

Harga alat utilitas yang dibuat ditempat	Rp	67,500,000.00
Harga alat yang di import	\$	965,946.33
Biaya transport dan transportasi ke Indonesia = \$		193,189.27
= Rp		531,270,481.50
Transportasi dari pelabuhan kelokasi		
	<input type="text" value="20%"/> Harga alat utilitas	
	<input type="text" value="5%"/> Harga alat utilitas dalam Rp	
Harga alat utilitas total sampai ditempat (DEC,ut) :	\$	1,159,135.60
	+ Rp	598,770,481.50
<b>Biaya instalasi</b>	\$	
Material		106,254.10
Labour		309,102.83
Labour		20606.86 man hour
Upah buruh asing	\$	15,455.14
Upah buruh Indonesia	Rp	1174590737
<b>Biaya total pembelian dan pemasangan utilitas =</b>	\$	1,280,844.83
	+ Rp	1,773,361,218.78



**PHYSICAL PLANT COST (PPC)**

$$\begin{aligned} &= (1+2+\dots+9) \\ &\text{Rp} \\ &= \underline{34,510,058,508.66} \end{aligned} \quad \begin{aligned} &\$ \\ &\underline{4,906,848.66} \end{aligned}$$

**10. Engineering and Construction**

$$\begin{aligned} &0.2 \text{ PPC} \\ &\text{Rp} \\ &= \underline{6902011702} \end{aligned} \quad \begin{aligned} &\$ \\ &\underline{981,369.73} \end{aligned}$$

**DIRECT PLANT COST (DPC)**

$$\begin{aligned} &\text{PPC + Engineering and Construction} \\ &\text{Rp} \\ &= \underline{41,412,070,210.39} \end{aligned} \quad \begin{aligned} &\$ \\ &\underline{5,888,218.39} \end{aligned}$$

**11. Contractor Fee**

$$\begin{aligned} &4.00\% \text{ DPC} \\ &\text{Rp} \\ &= \underline{1656482808} \end{aligned} \quad \begin{aligned} &\$ \\ &\underline{235,528.74} \end{aligned}$$

**12. Contingency**

$$\begin{aligned} &10.00\% \text{ DPC} \\ &\text{Rp} \\ &= \underline{4141207021} \end{aligned} \quad \begin{aligned} &\$ \\ &\underline{588,821.84} \end{aligned}$$



<b>FIXED CAPITAL COST (FCC)</b>	=	<b>DPC + Contractor Fee + Contingency</b>
		Rp
	=	47,209,760,039.85
		\$
		6,712,568.97

Lang Factor 3.30 = 785,592,346,248

**MANUFACTURING COST**

Pabrik Nitrobenzene ini beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam setahun

**1. Harga Bahan Dasar**

Benzene	0.2975	US \$ /Kg
Kebutuhan	10,198	kg/jam
Harga Benzene	24,028,528	US\$/thn=
		264,313,803,600 Rp/thn
Asam nitrat	2,300	Rp /Kg
Kebutuhan	8,227	kg/jam
Harga Asam nitrat	149,863,032,000	Rp/thn
Asam Sulfat	700.00	Rp/kg
Kebutuhan	20,928.000	kg/jam
Harga Katalisator	116,024,832,000	Rp?thn





Natrium Hidroksida 1,075.00 Rp /Kg  
 Kebutuhan 126.00 kg/jam  
 Harga Natrium Hidroksida 1,072,764,000 Rp/thn

Biaya total pembelian bahan dasar 381,411,399,600.00 Rp/thn

## 2. Buruh (operating labour)

Jumlah operating labour = 218 orang

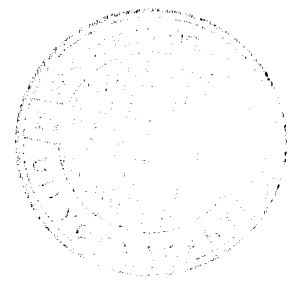
Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji per orang per bulan	Gaji total per tahun
Direktur utama	S-1	1	15,000,000	180,000,000.00
Direktur	S-1	2	10,000,000	240,000,000.00
Kepala Bagian	S-1	5	6,500,000	390,000,000.00
Kepala Seksi	S-1	11	4,000,000	528,000,000.00
Kepala Staff / Shift	S-1	8	2,000,000	192,000,000.00
Operator	STM/D3	68	1,000,000	816,000,000.00
Pegawai Staff	SMA / SMEA	25	900,000	270,000,000.00
Karyawan shift ( 4 shift/hari)	Whatever	98	700,000	823,200,000.00
<b>Jumlah</b>		<b>218</b>		<b>3,439,200,000.00</b>

Gaji total buruh pertahun ( labour cost ) =

Rp 3,439,200,000



<b>3. Supervisi</b>	<input type="text" value="12.00%"/>	Labour cost	= Rp	412,704,000 /tahun
<b>4. Maintenance cost</b>	<input type="text" value="6%"/>	Fixed cap.	= Rp	47,135,540,775
<b>5. Plant Supplies</b>	<input type="text" value="15%"/>	Maintenance	= Rp	7,070,331,116
<b>6. Royalties and patent</b>	<input type="text" value="2.00%"/>	Sale price		
<b>Harga jual produk :</b>				
Nitrobenzene		15782.83 kg/jam	US \$ /Kg =	11,500.00
Produk			Rp	
Harga Nitrobenzene :		130,681,832.40	US\$/thn=	1,437,500,156,400 Rp/thn
<b>Harga jual produk total :</b>				<input type="text" value="1,437,500,156,400.000"/> Rp/thn
<b>Royalties and patent</b>				28,750,003,128 Rp/thn



Noor Iwandy (97521014)



### 7. Utilitas

Nama Bahan	Kebutuhan kg/thn	Harga Rp/kg	Biaya Rp/thn
Alum (tawas)	64822.26	750	48,616,695
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (soda abu)	49994.42	1,500	74,991,630
Ca(OCl) <sub>2</sub> (Kaporit)	15.52	2,500	38,800
Resin kation exchanger	298787.00	4,500	1,344,541,500
Resin anion exchanger	298787.00	5,000	1,493,935,000
NaCl	4678.96	15,000	70,184,400
NaOH	5968.16	900	5,371,344
Fuel Gas	309665.00	1,000	309,665,000
Air sungai	198625.25	1	2,138,400,000
Biaya pengadaan listrik 300 kwh			<b>6,336,000,000</b>
Pembelian bahan untuk utilitas		Rp	<b>11,821,744,369</b>

$$= 1+2+3+...+7$$

**480,040,922,988.09**

**. = Rp**

### A. DIRECT MANUFACTURING COST

### B. INDIRECT MANUFACTURING COST

Payroll overhead	15%	Labour cost	Rp	515,880,000
Laboratory	12%	Labour cost	Rp	412,704,000
Plant overhead	45%	Labour cost	Rp	1,547,640,000



Packaging and Shipping 3% Sales price Rp 43,125,004,692

Indirect manufacturing cost = Rp 45,601,228,692.0000

**C. FIXED MANUFACTURING COST**

Depresiasi	10%	FFC	Rp	78,559,234,625
Property tax	1%	FFC	Rp	7,855,923,462
Insurance	1%	FFC	Rp	7,855,923,462

Fixed manufacturing cost = Rp 94,271,081,549.7206

**MANUFACTURING COST (MC) = A+B+C =** Rp 619,913,233,229.81

**WORKING CAPITAL**

**1. Raw Material Inventory**

Lama penyimpanan 1 bulan, untuk bahan baku

Biaya = (30/330)\*Harga Raw material = Rp 34,673,763,600

**2. In Process Inventory**

Lama bahan didalam proses diperkirakan 1/2 hari

Biaya = 1/2 MC (selama 1 hari) Rp 469,631,237



<b>3. Product Inventory</b>		
Lama penyimpanan 1 bulan		
Biaya = MC (1 Bulan)	Rp	51,659,436,102
<b>4. Extended Credit</b>		
Berupa cadangan kredit untuk Customer selama 1 bulan		
Biaya = Sales Value (Selama 1 Bulan)	Rp	119,791,679,700
<b>5. Available Cash</b>		
Untuk pembagian gaji, service dan material		
Biaya = MC (1 Bulan)	Rp	51,659,436,102
<b>WORKING CAPITAL (WC) = 1+2+...+5</b>	Rp	<b>258,253,946,742</b>
<b>TOTAL CAPITAL INVESTEMENT = WC + FCC</b>	=Rp	<b>1,043,846,292,990</b>



**GENERAL EXPENSE (GE)**

Administration	3%	Sales price	Rp	43,125,004,692
Sales expense	10%	Sales price	Rp	143,750,015,640
Research	3%	Sales price	Rp	43,125,004,692
Finance	18%	FC + WC		187892332738.19

**GENERAL EXPENSE =** **417,892,357,762** Rp

**TOTAL PRODUCT COST = MC + GE**

Total Product Cost **1,037,805,590,992.00** Rp

**ANALISIS KEUNTUNGAN**

Profit before taxes = Sales Price - Total Product Cost  
**399,694,565,408** Rp

Pajak pendapatan =  
Profit after taxes **199,847,282,704** Rp



**A. PERCENT RETURN ON INVESTMENT (ROI)**

ROI before taxes = Profit before taxes / Fixed Capital Cost \* 100%

ROI<sub>b</sub> = 50.88%

-----> Min. 11 % untuk pabrik yg beresiko tinggi table 54.

Aries Newton

ROI after taxes = Profit after taxes / Fixed Capital Cost \* 100%

ROI<sub>a</sub> = 25.44%

**B. PAY OUT TIME (POT)**

POT before taxes = Fixed Capital Cost / ( Profit before taxes + Depreciation )

POT<sub>b</sub> = 1.98 tahun ---->

max. 5 th untuk Pabrik beresiko tinggi tabel 55.

Aries Newton

POT after taxes = Fixed Capital Cost / ( Profit after taxes + Depreciation )

POT<sub>a</sub> = 3.89 tahun



**C. DISCOUNTED CASH FLOW RATE OF RETURN (DCFRR)**

<b>Asumsi</b>	
Umur pabrik 10 tahun	
Depresiasi 10% Fixed Capital Cost tiap tahun	
Salvage value = Harga tanah =	Rp 8,000,000,000
Total Capital Investment =	Rp 1,043,846,292,990
<b>Annual cash flow</b>	
Profit after taxes	Rp 199,847,282,704
Depresiasi	Rp 78,559,234,625
Finance	Rp 187,892,332,738
<b>Total</b>	<b>Rp 466,298,850,067</b>

1.97

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

$$\text{dengan IM} = ((1+i)^{-1} + (1+i)^{-2} + \dots + (1+i)^{-10})$$

Untuk mencari nilai i dilakukan trial hingga :

$$(FCC + WC) - \text{Annual Cash Flow (IM)} - (WC + \text{Salvage value}) / (1+i)^{10} = 0,00000$$

Trial i =	26.64%
Hasil trial =	0.000000





### BREAK EVEN POINT (BEP)

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

Dengan

Fa = Annual fixed expense pada kapasitas maksimum

Ra = Annual regulated expense pada kapasitas maksimum

Sa = Annual sales value pada kapasitas maksimum

Va = Annual variabel expense pada kapasitas maksimum

ra = Annual production rate

Z = Annual kapasitas maksimum

Depresiasi	Rp	78,559,234,624.77
Property taxes	Rp	7,855,923,462.48
Insurance	Rp	7,855,923,462.48
Finance	Rp	187,892,332,738.19
<b>Fa</b>	<b>Rp</b>	<b>282,163,414,287.91</b>
Labour cost	Rp	3,439,200,000.00
Plant overhead	Rp	309,528,000.00
Supervisor	Rp	412,704,000.00
Laboratory	Rp	412,704,000.00
Administration	Rp	43,125,004,692.00
Sales expense	Rp	143,750,015,640.00
Reseach	Rp	43,125,004,692.00
Maintenance	Rp	47,135,540,774.86
Plant supplies	Rp	7,070,331,116.23
<b>Ra</b>	<b>Rp</b>	<b>288,780,032,915.09</b>



Raw material	Rp	381,411,399,600.00
Packaging and shipping	Rp	43,125,004,692.00
Utilitas	Rp	11,821,744,369.00
Royalties	Rp	28,750,003,128.00
<b>Va</b>	<b>Rp</b>	<b>465,108,151,789.00</b>

BEP = 50,88%

SHUT DOWN POINT (SDP)

$SDP = 0.3 Ra / (Sa - Va - 0.7Ra) \times 100\% = ra/Z$

SDP = 29.99%

	Nilai (Y)	X1	X2
Ra	288,780,032,915	0	1
0,3 Ra	86,634,009,875	0	1
Fa	282,163,414,288	1	1
Va	465,108,151,789	0	1
Sa	1,437,500,156,400	0	1
BEP	50,88%	0	1
SDP	29,99%	0	1
Fa + Va	747,271,566,077	0	1
Fa + Va + Ra	1,036,051,598,992	0	1