

No.:...

**PRARANCANGAN PABRIK BENZALDEHID DARI TOLUENA
KAPASITAS 500 TON/TAHUN**

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



Oleh :

Nama : Rizkie Husti Ananda

Nama : Annisa Handayani

NIM : 18521075

NIM : 18521104

**JURUSAN TEKNIK KIMA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2022

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK BENZALDEHID DARI TOLUENA
KAPASITAS 500 TON/TAHUN
PRAPERANCANGAN PABRIK

Oleh

Nama : Rizkie Husti Ananda

Nama : Annisa Handayani

NIM : 18521075

NIM : 18521104

Pembimbing I,

Pembimbing II,



17/09/2022

Dra. Kamariah, M.S.

Dr. Diana, ST, MSc

NIP: 825210201

NIP: 005210101

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK BENZALDEHID DARI TOLUENA
KAPASITAS 500 TON/TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama	: Rizkie Husti Ananda	Nama	: Annisa Handayani
NIM	: 18521075	NIM	: 18521104

Yogyakarta, 1 Agustus 2022

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

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



Rizkie Husti Ananda

NIM: 18521075



Annisa Handayani

NIM: 18521104

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK BENZALDEHID DARI TOLUENA KAPASITAS
500 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK

Nama : Rizkie Husti Ananda **Nama** : Annisa Handayani

NIM : 18521075 **NIM** : 18521104

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

Yogyakarta, 28 September 2022


Tim Penguji,

Dra.Kamariah,M.S

 13/10/22

Ketua

Lucky Wahyu NS,S.T., M.Eng

 13/10/22

Anggota I

Tintin Mutiara,S.T., M.Eng



Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia


Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

NIP : 15521050

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Puji dan syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT atas rahmat dan karunia-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan Naskah Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Benzaldehid dari Toluena Kapasitas 500 Ton/Tahun” guna memenuhi sebagian persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada program studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Adapun dalam penyusunan Naskah Tugas Akhir ini, kami dibantu oleh berbagai pihak yang turut andil dalam proses penyusunan Naskah Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., selaku dekan Fakultas Teknologi Industri yang telah memberikan kemudahan pelayanan administrasi.
2. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. Selaku Ketua Jurusan Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Kamariah Dra. M.S. selaku dosen pembimbing I yang senantiasa meluangkan waktunya serta memberikan arahan terkait bimbingan selama penyusunan Naskah Tugas Akhir ini berlangsung.
4. Ibu Dr. Diana S.T, M.Sc, selaku dosen pembimbing II yang senantiasa meluangkan waktunya serta memberikan arahan terkait bimbingan selama penyusunan Naskah Tugas Akhir ini berlangsung.
5. Seluruh dosen Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia yang selama ini telah membimbing dan mengajarkan kami.
6. Orang tua dan keluarga atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan baik moril maupun material yang telah diberikan.
7. Semua pihak yang telah membantu berjalannya proses penyusunan Naskah Tugas Akhir yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu

8. Serta pembaca yang telah mematuhi untuk tidak merusak, mengotori, menyalahgunakan, ataupun menghilangkan Naskah Tugas Akhir yang telah kami buat.

Kami menyadari bahwa Naskah Tugas Akhir ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang bersifat membangun sangat diharapkan untuk memperbaiki penulisan Naskah Tugas Akhir ini. Akhir kata, semoga Naskah Tugas Akhir ini dapat bermanfaat tidak hanya bagi penulis, namun juga bagi para pembaca.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, 1 Agustus 2022

Penulis

DAFTAR ISI

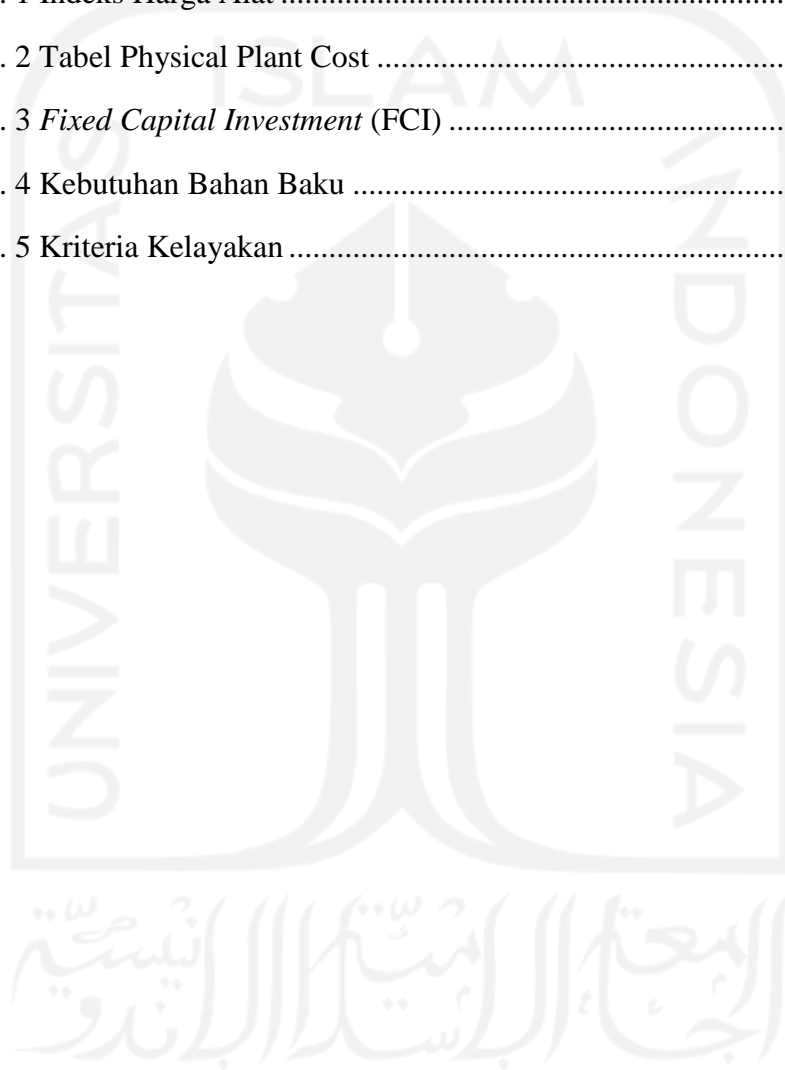
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK	xii
ABSTRACT.....	xiii
BAB I.....	12
PENDAHULUAN	12
1.1 Latar Belakang	12
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	13
1.3 Tinjauan Pustaka	17
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	20
BAB II.....	23
PERANCANGAN PRODUK	23
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	23
2.2 Sifat Sifat Bahan Baku dan Produk.....	24
2.3 Pengendalian Kualitas.....	24
BAB III	16
PERANCANGAN PROSES	16
3.1. Diagram Alir Proses dan Material.....	16
3.2 Uraian Proses	17
3.3 Neraca Massa	18
3.4 Diagram Alir Kuantitatif	21
3.5 Spesifikasi Alat	22
3.5 Neraca Energi.....	38
BAB IV	47
PERANCANGAN PABRIK.....	47
4.1 Lokasi Pabrik	47

4.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	49
4.3. Tata Letak Mesin/ Alat Proses	53
4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	55
BAB V.....	59
UTILITAS.....	59
5.1 Unit Penyedia dan Pengelolaan Air (<i>Water treatment System</i>)	59
5.2 Unit Penyedia Udara Tekan	66
a. Pengolahan Limbah.....	67
5.4.Spesifikasi Alat Utilitas.....	67
BAB VI	82
EVALUASI EKONOMI.....	82
6.1 Penaksiran Harga Biaya Peralatan	83
6.2 Perhitungan Evaluasi Ekonomi	85
BAB VII.....	98
PENUTUP.....	98
7.1 Kesimpulan	98
7.2 Saran.....	99
DAFTAR PUSTAKA	100
LAMPIRAN.....	101

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1. Kapasitas Produksi Benzaldehid Pertahun	13
Tabel 1. 2 Data Kebutuhan Impor Benzaldehid	14
Tabel 1. 3 Kebutuhan Benzaldehid dari beberapa negara	15
Tabel 1. 4 Perbandingan Parameter setiap Proses	19
Tabel 1. 5 Data Entalphi Formasi	20
Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku dan Pendukung	23
Tabel 3. 1 Neraca Massa Reaktor Klorinasi.....	18
Tabel 3. 2 Neraca Massa Hidrolizer.....	18
Tabel 3. 3 Neraca Massa Dekanter	19
Tabel 3. 4 Neraca Massa MD-01	19
Tabel 3. 5 Neraca Massa MD-02	20
Tabel 3. 6 Neraca Massa Absorber	20
Tabel 3. 7 Neraca Energi Reaktor Gelembung	38
Tabel 3. 8 Neraca Energi Reaktor Hidrolizer.....	38
Tabel 3. 9 Neraca Energi Dekanter	39
Tabel 3. 10 Neraca Energi Menara Destilasi-01	40
Tabel 3. 11 Neraca Energi Menara Destilasi-02	41
Tabel 3. 12 Neraca Energi Absorber.....	41
Tabel 3. 13 Neraca Energi HE-01	42
Tabel 3. 14 Neraca Energi HE-02	42
Tabel 3. 15 Neraca Energi HE-03	42
Tabel 3. 16 Neraca Energi HE-04	43
Tabel 3. 17 Neraca Energi CO-01.....	43
Tabel 3. 18 Neraca Energi CO-02.....	44
Tabel 3. 19 Neraca Energi CO-03.....	44

Tabel 3. 20 Neraca Energi CO-04.....	45
Tabel 3. 21 Neraca Energi CO-05.....	45
Tabel 4. 1 Perincian Luas tanah Pembangunan Pabrik	52
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	63
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat	83
Tabel 6. 2 Tabel Physical Plant Cost	87
Tabel 6. 3 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	89
Tabel 6. 4 Kebutuhan Bahan Baku	89
Tabel 6. 5 Kriteria Kelayakan	96



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Impor Benzaldehid di Indonesia.....	15
Gambar 1. 2 Grafik Kebutuhan Benzaldehid di Korea.....	16
Gambar 1. 3 Hubungan Benzaldehid di India.....	16
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	16
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif.....	21
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik.....	47
Gambar 4. 2 Layout Pabrik dalam skala 1: 500.....	51
Gambar 4. 3 Layout tata letak proses skala 1:200.....	54
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	55
Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air.....	80
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Tiap Tahun.....	84
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	97

ABSTRAK

Benzaldehid adalah salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku dalam berbagai industri kimia. Hal ini tidak terlepas dari peran benzaldehid yang merupakan komponen penting dalam industri pewarna, obat-obatan dan parfum pabrik benzaldehid ini memiliki potensial untuk industri bahan kimia khususnya pada permintaan impor dan ekspor. Pendirian pabrik benzaldehid rencananya akan beroperasi selama 300 hari/tahun dengan kapasitas produksi 500 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan dalam toluena cair dan gas klorin. Lokasi pabrik dipilih di daerah Tuban, Jawa Timur dengan luas tanah sebesar 7000 m². Jumlah karyawan yang dibutuhkan dalam pra rancangan pabrik benzaldehid ini adalah sebanyak 128 Orang.

Proses pembuatan benzaldehid menggunakan proses klorinasi toluena fasa cair sehingga menghasilkan benzaldehid. Proses pemurnian benzaldehid menggunakan menara distilasi yang nantinya juga akan menghasilkan produk samping lainnya. Pada proses ini digunakan konversi sebesar 98%. Pabrik benzaldehid dari toluena dan klorin digolongkan sebagai pabrik yang beresiko tinggi. Hal ini dapat dilihat dari segi sifat bahan baku yang berbahaya dan juga kondisi operasi berada pada suhu dan tekanan yang tinggi.

Berdasarkan analisis ekonomi terhadap pabrik memberikan hasil sebagai berikut: Keuntungan sebelum pajak adalah Rp 122.692.821.113,97 dan keuntungan Sesudah pajak adalah Rp 98.154.256.891 ROI sebelum pajak sebesar 61,02% dan ROI setelah pajak adalah 48,01%. POT sebelum pajak adalah 1,43 tahun dan POT setelah pajak adalah 1,7 tahun. *Break Event Point* pada 59,73% dan *Shut down Point* pada 33,72%. *Discounted Cash Flow Ratio* sebesar 27%. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi diatas disimpulkan bahwa pabrik benzaldehid dengan kapasitas 500 ton/tahun layak didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan

Kata Kunci: *Benzaldehid, Toluena, Prarancangan Pabrik, Klorin, Klorinisasi*

ABSTRACT

Benzaldehyd is one of the many chemicals used as a Raw Material for the chemical industries, usually used as a Raw Material for coating industry, pharmacy industry and perfume industry. The location of establishment of the planned factory is in industrial area in Tuban, West Java for 7000 m². Raw Material used in the manufacture is toluene in liquid Phase and chlorine in vapour Phase. The amount of the employee the factory is 128. The manufacture benzaldehyd industries will be operated for 300 day/year with 500 ton capacity per year. The Raw Material of the production benzaldehyd is toluene and chlorine.

The Process of benzaldehyd manufacturing by chlorination of toluene liquid and chlorine vapour. Separation Process with two distillation tower. The top phase of first distillation tower for the recycle of benzaldehyd is feed back into reactor. Down phase of first distillation tower to purify the product so has specs 98% by weight. Based on the risk evaluation of manufacturing Benzaldehyd from toluene and Chlorine is high risk caused by high pressure of process.

Economic Evaluation showed Profit before tax is Rp 122.692.821.113,97 and Profit after tax is Rp 98.154.256.891. ROI before tax is 60,02% and ROI after tax is 48,01%. POT before tax is 1,43 Tahun dan POT before tax is 1,7 tahun. Break Event Point is 59,73% dan Shut Down Point is 33,72%. Discounted Cash Flow Ratio is 27%. From the result of economic evaluation, benzaldehyd with the capacity 500 ton/years deserve to be realized during the construction in Indonesia.

Keyword: *Benzaldehyd, Toluene, Manufacturing Industry, chlorine, Chlorination.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan meningkatnya waktu, sektor Industri di Indonesia juga mengalami perkembangan pesat, salah satunya dalam bidang kimia. Sektor kimia menjadi salah satu sektor yang mampu memberikan kontribusi yang signifikan pada tingkat pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Selain itu bahan kimia bisa menjadi satu faktor yang berperan penting dalam menghasilkan bahan baku untuk kebutuhan produksi industri lainnya. Benzaldehid bisa menjadi salah satu komponen bahan kimia yang sangat dibutuhkan dalam hal ini. Hal ini tidak terlepas dari peran benzaldehid yang merupakan komponen penting dalam industri pewarna, obat-obatan, dan parfum.

Pabrik benzaldehid ini memiliki potensial untuk industri bahan kimia khususnya pada permintaan ekspor dan impor. Benzaldehid merupakan bahan baku serta bahan kimia penunjang dalam berbagai kebutuhan. Selain dari sisi ekonomi, benzaldehid memiliki berbagai peran penting dalam industri, seperti:

1. Pada industri farmasi sebagai komposisi dalam bahan campuran serta sebagai flavoring agent.
2. Pada industri makanan dan minuman digunakan sebagai deodorant dan flavoring agent.
3. Pada industri parfum dan kosmetik, biasanya digunakan sebagai flavoring agent yang memberikan bau bunga- bungaan serta buah-buahan yang kuat.
4. Pada industri pertanian biasanya digunakan sebagai bahan dasar pembuatan senyawa benzoat.
5. Digunakan sebagai bahan baku pada industri penil propil alkohol, penil aseton, penil asetaldehid dan sodium derivatif dari difenil hidrotomat.

Berbagai manfaat benzaldehid membuat benzaldehid menjadi salah satu bahan penting dalam industri di Indonesia sehingga Pendirian pabrik benzaldehid sangat dibutuhkan di Indonesia. Selain itu pendirian pabrik benzaldehid di Indonesia sangat dibutuhkan mengingat Indonesia belum berdiri pabrik tersebut sehingga mengharuskan impor dari negara lain. Dengan didirikan pabrik benzaldehid di Indonesia diharapkan mengurangi ketergantungan akan impor benzaldehid di Indonesia.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam penentuan kapasitas pabrik diperlukan beberapa faktor antara lain kapasitas pabrik yang telah berdiri, ketersediaan bahan baku dan kebutuhan produk.

Prarancangan pabrik benzaldehid yang akan didirikan pabrik memerlukan nilai dari kapasitas pabrik yang telah berdiri di dunia. Di beberapa negara telah berdiri pabrik penghasil benzaldehid yang menghasilkan rentang produksi sebesar 60-500 ton/tahun dengan rincian sebagai berikut:

Tabel 1. 1. Kapasitas Produksi Benzaldehid Pertahun

No.	Nama Pabrik	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1	Orchid Chemical Supplies.,Ltd	300 ton/tahun
2	Anhui Heibei Import dan Export Co.,Ltd	500ton/tahun
3	Hefei J dan S Import-Export Trading C.,Ltd	60 ton/tahun
4	Hangzhou Lin'an Yaoshi Coal Industry Co.,Ltd	10 ton/minggu
5	Guangzhou Renouw Chemical Co.,Ltd	10 ton/bulan
6	Guangzhou Shiny Co.,Ltd	20 ton/bulan
7.	Taizhou Songke Mould Co.,Ltd	10 ton/minggu

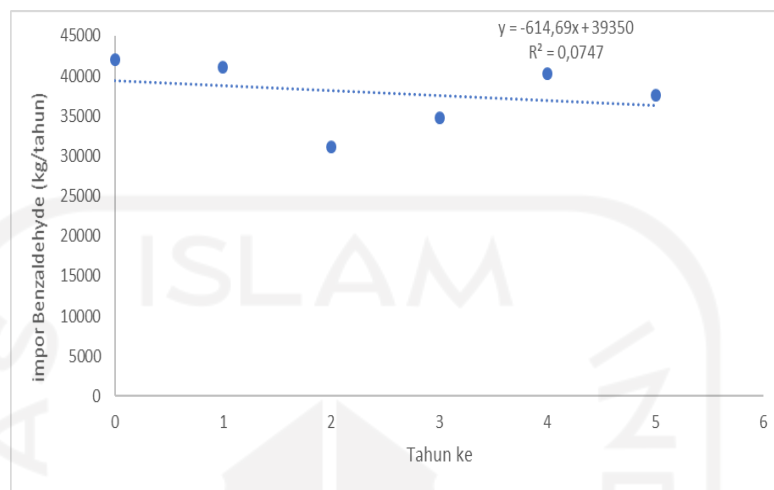
Pertimbangan lain dalam penentuan kapasitas pabrik juga ditentukan oleh ketersediaan bahan baku yang akan mempengaruhi kelancaran pada setiap proses produksi, serta mempengaruhi besar kecilnya biaya yang akan dikeluarkan pada proses perencanaan perancangan pabrik. Dalam perancangan pabrik benzaldehid diperlukan bahan baku berupa toluena. Hingga saat ini toluena sudah diproduksi oleh beberapa produsen besar di Indonesia seperti PT. Pertamina Cilacap, PT. Styrimo Mono Indonesia serta PT. Trans Pacific PetroChemical Indotama yang mampu memproduksi hingga 300.000 ton/tahun.

Secara stokiometri setiap mol benzaldehid (Bm: 106) membutuhkan 1 mol toluena (Bm: 92), sehingga untuk memproduksi 1 ton benzaldehid diperlukan sebesar 0,86 ton toluena. Kapasitas Pabrik toluena yang menguntungkan minimal adalah sekitar 500 ton/tahun sehingga untuk memproduksi benzaldehid 500 ton/ tahun dibutuhkan toluena sebesar 542 ton/tahun. Kebutuhan ini bisa dipenuhi oleh PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama yang mampu menghasilkan toluena sebesar 300.000 ton/tahun.

Tabel 1. 2 Data Kebutuhan Impor Benzaldehid

Tahun	Kapasitas (kg)
2015	42062
2016	41104
2017	31155
2018	34760
2019	40241
2020	37556

Sumber: Badan Pusat Statistik (BPS)



Gambar 1. 1 Data Impor Benzaldehid di Indonesia

Dari hasil regresi linier data impor benzaldehid di Indonesia diperoleh persamaan: $y = -614.69x + 39350$

Dengan y = jumlah kebutuhan benzaldehid
 x = tahun berdirinya pabrik

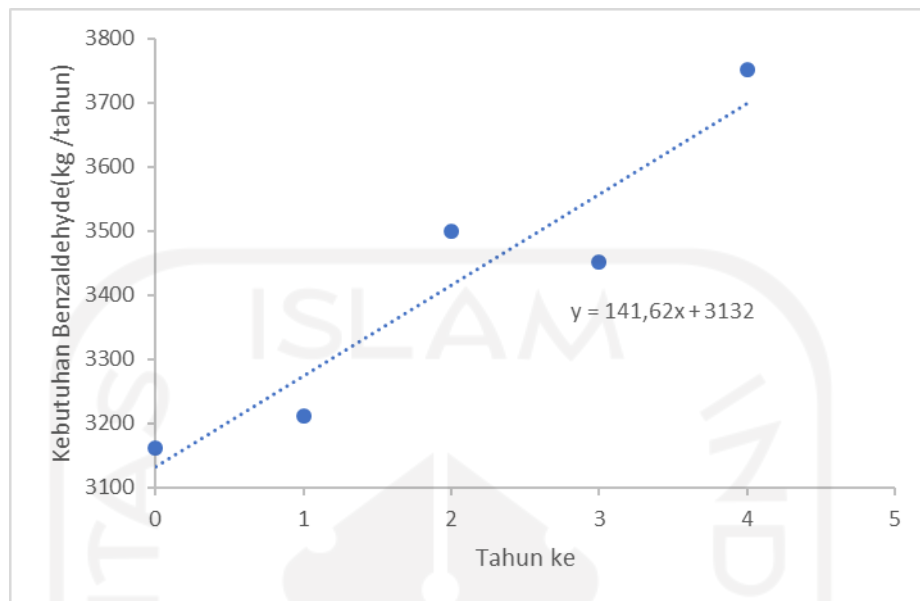
Dengan menggunakan persamaan sesuai trend grafik linier diperkirakan nilai impor dari benzaldehid di Indonesia Sebesar 33817.79 kg. Perencanaan pabrik akan didirikan pada tahun 2027 selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, juga dapat memenuhi kebutuhan ekspor.

Perencanaan pabrik akan didirikan pada tahun 2027 selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, juga dapat memenuhi kebutuhan ekspor. Benzaldehid akan diekspor sebagian negara di Korea, India.

Tabel 1. 3 Kebutuhan Benzaldehid dari beberapa negara

Negara	Kebutuhan (kg/tahun)				
	2015	2016	2017	2018	2019
Korea	3161,92	3212,03	3500	3451,14	3622,47
India	142,56	1449,63	1451,44	3542,74	3563,13

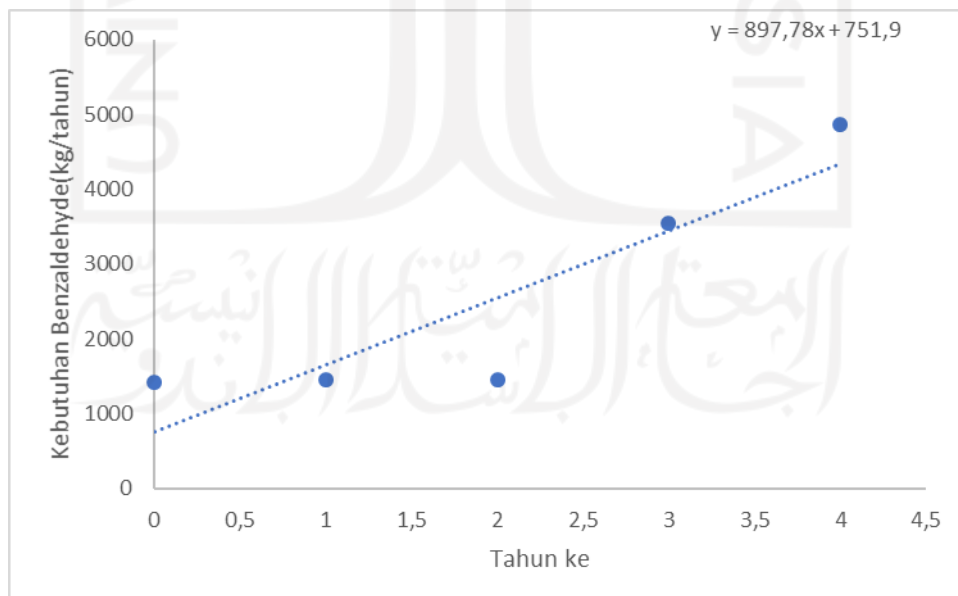
(Sumber :Uncomtrade)



Gambar 1. 2 Grafik Kebutuhan Benzaldehid di Korea

Dari hasil regresi linier data impor benzaldehid di Korea diperoleh persamaan: $y = 141,62x + 3132$

Didapatkan bahwa kebutuhan benzaldehid di Korea pada tahun 2027 adalah sebesar 400 ton/Tahun



Gambar 1. 3 Hubungan Benzaldehid di India

Dari hasil regresi linier data impor benzaldehid di India diperoleh persamaan: $y = 897,78x + 751.9$

Didapatkan bahwa kebutuhan benzaldehid di India pada tahun 2027 adalah sebesar 76 ton/Tahun

Untuk saat ini belum didirikan pabrik benzaldehid di Indonesia sehingga dapat diasumsikan bahwa nilai ekspor benzaldehid dari Indonesia ke negara lain masih nol.

Potensi kapasitas pabrik benzaldehid pada tahun 2027

Ekspor-Impor = $33817.79 - 0$

= $33817,79 \text{ kg} = 33,817 \text{ ton/tahun}$

Pada perancangan pabrik kimia memiliki potensi kapasitas benzaldehid sebesar 34 ton /tahun, kapasitas sebesar ini akan memenuhi kebutuhan pemakaian benzaldehid dalam negeri namun tidak menguntungkan dari segi ekonomis karena tidak bisa melakukan ekspor ke negara lain

Sedangkan apabila dipilih kapasitas benzaldehid sebesar 500 ton, maka akan membutuhkan toluena sebanyak 542 ton. Jumlah ini jauh memiliki ketersediaan bahan baku yang cukup di Indonesia (ton), sehingga dipastikan bahwa Indonesia tidak perlu melakukan impor toluena.

Sehingga dapat dipilih kapasitas pabrik benzaldehid sebesar 500 ton per tahun. Hal ini akan memenuhi kebutuhan total benzaldehid di Indonesia sedangkan sisa produksi dapat diekspor ke negara lain

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam-macam Proses Pembuatan Benzaldehid

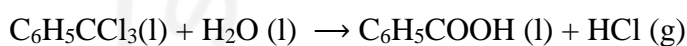
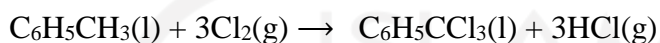
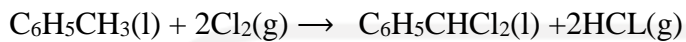
Proses pembuatan Benzaldehid dari referensi *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* (Mc. Ketta, 1976) terbagi menjadi beberapa macam proses:

1. Klorinasi Toluena fase cair

Dalam fase ini, toluena akan diubah menjadi benzil triklorida dengan cara dilewatkan gas klorin kering pada titik didihnya (110°C). Benzil klorida dan benzil triklorida juga akan dihasilkan sebagai produk samping dalam proses ini,

selanjutnya benzil klorida akan dihidrolisis dengan adanya air dalam suasana asam atau basa menjadi benzaldehid. Untuk menghasilkan benzaldehid akan dilakukan pemurnian dengan cara destilasi.

Reaksi yang terjadi:

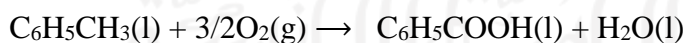
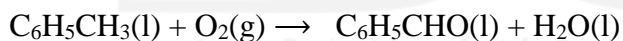


Klorinasi toluena fase cair kurang disukai di industri yang menitik beratkan pada aroma maupun rasa (*flavor and taste*) seperti industri makanan dan minuman serta parfum. Hal ini dikarenakan bau yang menyengat diakibatkan adanya klor yang terikat di dalam produk.

2. Oksidasi Toluena fase cair

Pada proses oksidasi toluena fase cair, toluena akan diubah menjadi benzaldehid dengan bantuan katalis homogen yaitu campuran mangan dioksida dengan asam sulfat. Yield benzaldehid yang diperoleh dengan katalis tersebut sebesar 14%. Selain katalis tersebut, dapat juga menggunakan katalis kobalt. Reaksi ini berlangsung tekanan 3 atm dan konversi total terhadap benzaldehid dan asam benzoat 40%.

Reaksi yang terjadi:



Pada Prosesnya Oksidasi Toluena Fase cair memiliki kelebihan dan kekurangan yaitu:

- a. Pada proses Produksi untuk kapasitas kecil dan menengah lebih menguntungkan.
- b. Yield (14%) dan konversi (40%) lebih rendah dibandingkan dengan proses.

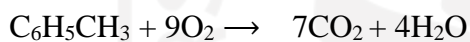
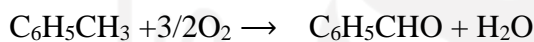
Oksidasi toluena fase uap. Hal ini dikarenakan untuk proses fase waktu tinggal dari reaktor sedikit lebih lama dibandingkan oksidasi toluena fase uap sehingga memungkinkan untuk terjadinya reaksi lanjut yang lebih besar.

3. Oksidasi Toluena fase gas

Pada proses ini toluena dioksidasi secara langsung dengan udara pada fase uap dengan menggunakan reaktor fixed bed pada suhu 350 °C, tekanan atmosferis menggunakan katalis vanadium pentoksida (V_2O_5).

Pada proses ini dihasilkan produk samping dalam jumlah kecil berupa *maleic anhydride*.

Reaksi yang terjadi:



Kelebihan dan kekurangan (mc. Ketta, 1976):

- Temperature operasi tinggal (350°C), sehingga reaktor perlu pendinginan khusus yang relatif lebih mahal.
- Proses ini menguntungkan untuk skala produksi yang besar.
- Konversi lebih tinggi dibandingkan operasi oksidasi toluena fase cair.

Tabel 1. 4 Perbandingan Parameter setiap Proses

Parameter	Proses Klorinasi fase Liquid	Proses Oksidasi fase Liquid	Proses Oksidasi Fase Uap
Bahan baku	Toluena dan Klorin	Toluena dan Udara	Toluena dan Udara
Produk Samping	Asam Benzoat dan Benzilklorida	Asam Benzoat, Maleat Anhidrat	Asam Benzoat, Maleat Anhidrat, Anthraquinam

Katalis	Zink Klorida	Mangan Dioksida, kobalt	Vanadium Pentoksida
Kebutuhan Panas	Sedikit Karena Reaksi Bersifat Eksotermis	Kebutuhan panas besar	Kebutuhan panas besar
Kemurnian	98%	98%	80%

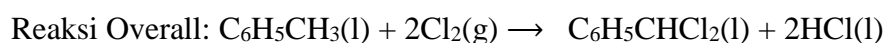
Dari Tabel diatas menunjukkan bahwa dengan membandingkan parameter proses setiap reaksi menunjukkan bahwa proses yang paling optimal adalah dengan menggunakan proses klorinasi fase liquid karena menggunakan bahan baku yang mudah dijumpai serta menghasilkan kemurnian yang besar yaitu 98%. Selain itu dengan proses klorinasi fase liquid tidak memerlukan pemanasan yang terlalu besar sehingga lebih ekonomis.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tabel 1. 5 Data Entalphi Formasi

Senyawa	ΔH_R° (kj/mol)	ΔG_R° (kj/mol)
HCl	-92.30	36,41
C ₆ H ₅ CH ₃	35.20	47,81
Cl ₂	0	0
C ₆ H ₅ CHCl ₂	-3.653,58	19,27

Sumber : (Yaws, 1999)



Entalpi

$$\Delta H_R^\circ = \Delta H_R^\circ \text{ Produk} - \Delta H_R^\circ \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_R^\circ (\text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2) + \Delta H_R^\circ (2\text{xHCl}) - (\Delta H_R^\circ \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3) + \Delta H_R^\circ (\text{Cl}_2))$$

$$\Delta H_R^\circ = [((-3.653,58)) + (2\text{x}-92.300)) - [(35.200)) (0)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = -11.0641,8335/\text{mol}$$

Energy Gibbs

$$\Delta G_R^\circ = \sum \Delta G_R^\circ \text{ Produk} - \sum \Delta G_R^\circ \text{ Reaktan}$$

$$\Delta G_R^\circ = (\Delta G_R^\circ (\text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2) + (\Delta G_R^\circ (2\text{x HCl}) - (\Delta G_R^\circ (\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3) + \Delta G_R^\circ (2\text{HCL}))$$

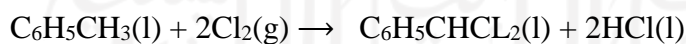
$$\Delta G_R^\circ = [((19,277)) + (2\text{x}36,41))] - [((47,813)) + ((0))] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G_R^\circ = 44,284 \text{ kJ/mol}$$

Dari reaksi *overall* yang terjadi diketahui bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis dengan nilai H_R sebesar -11.0641,833 kJ/mol dengan kesetimbangan reaksi mengarah kekiri. Serta energi gibbs sebesar 44,284 kJ /mol. Reaksi berlangsung secara non spontan karena energi gibbs bernilai positif.

Kinetika Reaksi Reaktor Gelembung

Persamaan Reasi Kimia:



$$k = A \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}}$$

$$-r_A'' = \frac{1}{\frac{1}{K_{Ag} \cdot a} + \frac{HA}{K_{Ai} \cdot a \cdot E} + \frac{HA}{k \cdot C_{BO} \cdot (1 - XB)} \cdot fi}$$

dengan:

r_A = Laju reaksi persatuan volume cairan bebas gelembung

k_{Ag} = Koefisien transfer massa dalam lapisan gas

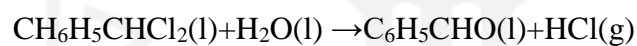
E	= Energi aktivasi
A	= Konstanta Arhenius
a	= Luas permukaan per satuan volume
k_{Ai}	= Koefisien transfer massa dalam cairan
$k \cdot C_{B0}$	= Koefisien transfer massa dalam padatan
HA	= Konstanta Henry
X_B	= Konversi mol
f_i	= Fraksi mol cairan

Berdasarkan referensi, didapatkan:

k	= 0,008 L/kmol.Jam (Cheen.at.all. 2010)
A	= 0,09 L.mol/Jam
E	= 0,87 J/mol

Kinetika Reaksi Reaktor Hidrolizer

Persamaan reaksi kimia



$$(-r_A) = k \cdot C_a \cdot C_b$$

$$(-r_A) = \text{Laju Reaksi } \text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$k = \text{konstanta laju reaksi, m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$C_a = \text{konsentrasi } \text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_b = \text{konsentrasi } \text{H}_2\text{O} \text{ kmol/m}^3$$

Berdasarkan referensi, didapatkan:

$$k = 1,06 \text{ L.kmol/Jam}$$

$$(-r_A) = 0,003 \text{ kmol/L.Jam}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Tabel 2. 1 Spesisifikasi Bahan Baku dan Pendukung

Sifat	Produk		Bahan Baku	
	Benzaldehid	Asam Benzoat	Toluena	Klorin
Berat Molekul (g/mol):	106,12	122,12	92,14	70,91
Titik didih pada 1 atm (°C)	178,75	249	110,625	-34,6
Titik beku pada 1 atm	-55,6	122,4	-94,919	-101
Densitas pada 20°C (g/cm ³)	1,04	1,32	0,867	3,20
Temperature kritis pada 1 atm (°C)	695	-	318,57	291,2
Tekanan kritis (atm):	45,89	-	40,55	76,12
Volume kritis (1/mol)	0,32	-	0,316	-
Panas laten penguapan (J/g)	362	534	27,99	287,95
Panas laten pembakaran (J/g)	-31,19	147	39.130,3	-31,9

Kelarutan dalam 100 g (%berat)	0,3	0,34	0,47	7,30
-----------------------------------	-----	------	------	------

2.2 Sifat Sifat Bahan Baku dan Produk

1. Benzaldehid

- a. Klorin akan menggantikan hidrogen pada benzaldehid
- b. Reaksi dengan gugus karbonil

Dengan penambahan hidrogen sianida akan membentuk mandelonitril

Reaksi pada gugus karbonil menghasilkan benzil alkohol

2. Toluena

- a. Larut dalam alkohol, benzena tetapi tidak larut dalam air
- b. Reaksi Substitusi oleh metil pada temperatur yang tinggi serta reaksi radikal bebas
- c. Reaksi substitusi oleh logam alkali menghasilkan normal-propil benzena, 3-fenil pentana dan 3-etil-3-fenil Pentana
- d. Reaksi hidrogenasi dengan bantuan katalis nikel, platinum dan paladium dapat keseluruhan maupun sebagian cincin aromatik sehingga menghasilkan benzena, metana dan bifenil.
- e. Reaksi oksidasi dengan bantuan katalis kobalt, mangan atau bromida pada fase cair menghasilkan asam benzoat.

3. Klorin

Klorin memiliki kemurnian yang besar yaitu sebesar 99,5 % sehingga dapat berdampak pada indera penciuman dan indera pengecap serta dapat menimbulkan iritasi kulit.

2.3 Pengendalian Kualitas

Suatu pabrik membutuhkan pengendalian kualitas yang bertujuan untuk menyusun strategi agar memenuhi standarisasi yang telah ditetapkan. Kualitas merupakan aspek terpenting pada pra perancangan pabrik proses produksi untuk

menjamin kualitas mutu produk yang akan dihasilkan berdasarkan spesifikasi yang ada, serta memperbaiki produk yang dihasilkan sebelumnya. Hal ini tentunya akan membutuhkan pengawasan serta pengamatan untuk mempertahankan kualitas produk yang dihasilkan. Berikut ini merupakan faktor yang mempengaruhi produk yang dihasilkan antara lain:

1. Kualitas bahan baku

Bahan baku merupakan basis dari produk yang akan dihasilkan, mulai dari bahan mentah dan berubah menjadi produk. Basis pembuatan benzaldehid memerlukan bahan baku berupa toluena yang diperoleh dari alam. Untuk menghasilkan kualitas benzaldehid yang baik harus melewati pengecekan bahan baku, memilih pemasok basis bahan baku produk yang sesuai dan melakukan pengecekan bahan baku. Untuk menghasilkan produk yang baik harus melewati pengujian bahan baku yang sesuai dengan standarisasi yang ada.

2. Kualitas Produksi

Alat pemrosesan merupakan komponen penting bagi proses produksi, bahan baku akan masuk ke dalam alat proses produksi dan diolah menjadi produk, hal ini akan meminimalisir terjadinya cacat pada produk dan dapat mempertahankan serta meningkatkan kebutuhan konsumen dengan memuaskan hasil produksi yang ada. Alat yang baik haruslah menerima perawatan secara berkala. Hal ini terjadi karena semakin baik kualitas alat yang digunakan maka semakin baik pula kualitas produk yang dihasilkan.

3. Kualitas produk,

Pengendalian kualitas produk untuk mengetahui kecacatan pada produk yang dihasilkan, walaupun pada kenyataan yang ada banyak proses produksi yang menghasilkan kualitas produk yang buruk. Kualitas produk dapat mengidentifikasi bahwa produk layak didistribusikan dan tidak berada pada penyimpangan berdasarkan standarisasi yang ada. Kualitas produk yang baik membuat peningkatan daya beli pada konsumen sehingga secara langsung menguntungkan bagi perusahaan.

4. Kualitas Sumber Daya Manusia.

Sumber daya manusia sangat memegang peranan penting dalam pengendalian kualitas karena merupakan faktor keberhasilan suatu proses produksi. Meningkatkan kualitas sumber daya manusia melalui pengembangan karir, prestasi kerja pegawai. Hal ini bisa diwujudkan melalui pelatihan *skill* dan kompetensi untuk mengembangkan kualitas sumber daya pada suatu perusahaan. Dengan terciptanya sumber daya manusia yang baik dapat menguntungkan produksi produk pada perusahaan.

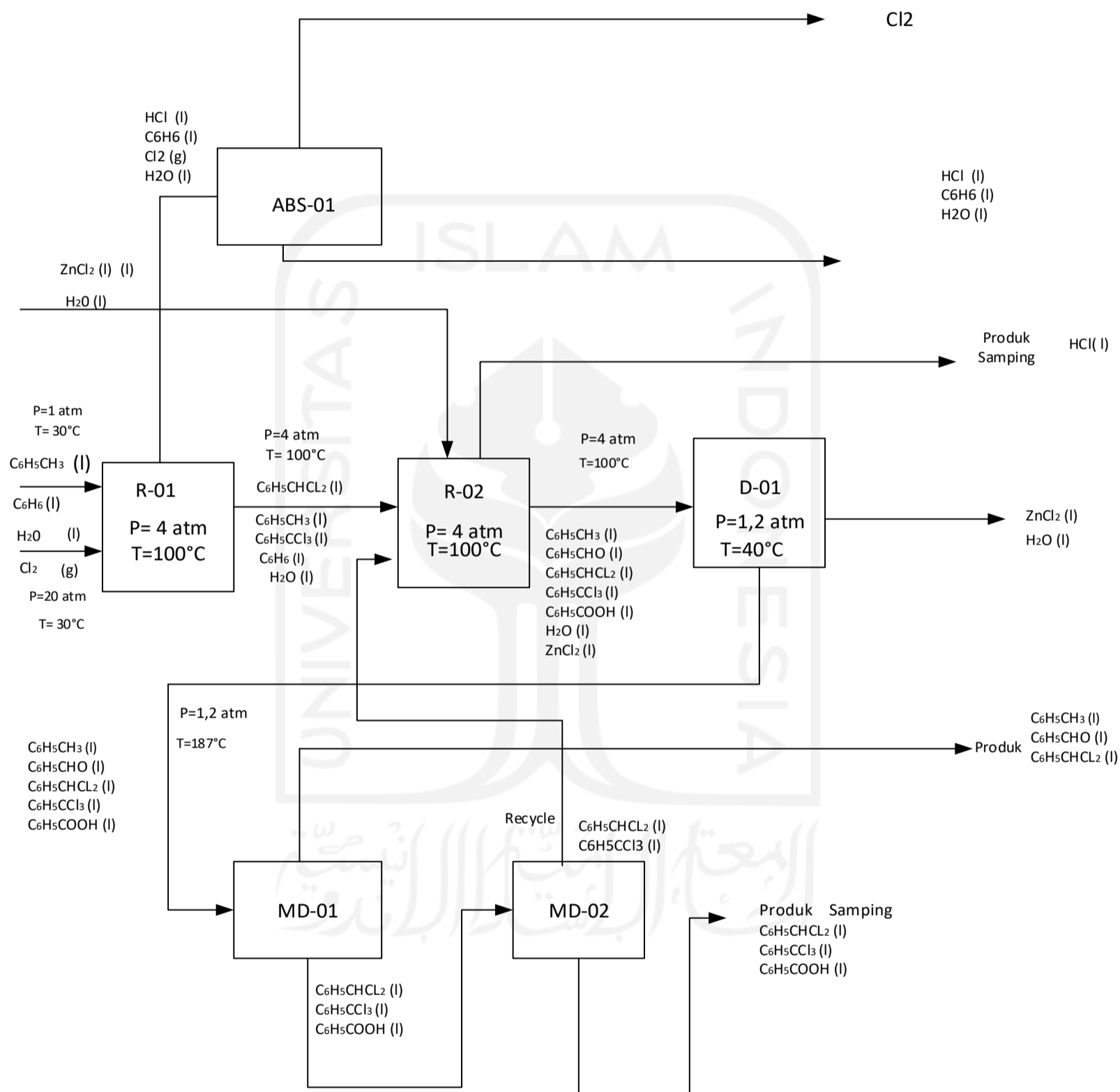


BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Pada tahap awal, toluena cair dilakukan proses penyimpanan pada tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Toluena cair yang berada pada tangki penyimpanan dipompakan menuju HE-01 untuk dinaikkan suhunya menjadi 100°C dan tekanan 3 atm kemudian diumpankan menuju puncak reaktor dan gas Cl₂ diumpankan melalui bagian bawah reaktor. Pada reaktor didapatkan produk samping berupa HCl yang keluar melalui puncak reaktor. Produk keluaran reaktor berupa fase cair dan diumpankan ke dalam reaktor hidrolizer sehingga terjadi proses hidrolisa.

Pada reaktor hidrolizer, dilakukan proses hidrolisis benzil diklorida sehingga terbentuk benzaldehid dengan produk samping berupa asam benzoat. Proses ini dilakukan dengan menggunakan katalis zink klorida. Hasil dari proses hidrolisis kemudian dilakukan pemisahan dengan bantuan Dekanter. Pada Dekanter terbentuk dua lapisan.

Pada lapisan hasil bawah didapatkan zink klorida dan air. Sedangkan hasil atas berupa senyawa organik yang akan diumpankan menuju menara distilasi. Pada menara distilasi 01 didapatkan produk utama berupa benzaldehid yang mengandung sedikit benzil diklorida dan toluena. Sedangkan hasil bawah pada menara distilasi 01 diumpankan ke menara distilasi 02 untuk menghasilkan produk samping berupa asam benzoat yang mengandung sedikit benzil diklorida dan benzil triklorida .

3.3 Neraca Massa

1. Reaktor Chlorinasi

Tabel 3. 1 Neraca Massa Reaktor Klorinasi

Komponen	Input		Output	
	Kg/jam			
	1	2	3	4
C ₆ H ₅ CH ₃	68,75	0	1,37	0
C ₆ H ₆	5,56	0	0	5,56
H ₂ O	0	5,24	0	5,24
Cl ₂	0	137,5	0	1,08
HCl	0	0	0	32,45
C ₆ H ₅ CHCl ₂	0	0	91,40	0
C ₆ H ₅ CCl ₃	0	0	79,94	0
Total	217,05		217,05	

2. Hidrolizer

Tabel 3. 2 Neraca Massa Hidrolizer

Komponen	Input			Output	
	Kg/jam				
	3	5	6	7	8
C ₆ H ₅ CH ₃	1,37	0	0	1,37	0
C ₆ H ₅ CHCl ₂	91,40	0,36	0	2,25	0
C ₆ H ₅ CCl ₃	79,94	0,55	0	0,79	0
HCl	0	0	0	0	40
H ₂ O		0	10,14	3,83	0
ZnCl ₂	0	0	1,10	0,08	0

C ₆ H ₅ CHO	0	0	0	69	0
C ₆ H ₅ COOH	0	0		65,96	0
Total	183,63			183,63	

3. Dekanter

Tabel 3. 3 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Input	Output	
	Kg/jam		
	7	9	10
C ₆ H ₅ CHO	69	69	0
C ₆ H ₅ CCl ₃	0,79	0,79	0
C ₆ H ₅ CHCl ₂	2,25	2,25	0
ZnCl ₂	0,08	0	0,08
C ₆ H ₅ COOH	65,96	65,96	0
H ₂ O	3,83	0	3,83
C ₆ H ₅ CH ₃	1,37	1,37	0
Total	144	144	

4. Menara Distilasi 01

Tabel 3. 4 Neraca Massa MD-01

Komponen	Input	Output	
	Kg/jam		
	9	11	12
C ₆ H ₅ CH ₃	1,37	0	1,37
C ₆ H ₅ CHO	69	0	69

$C_6H_5CHCl_2$ (lk)	2,25	0,90	1,35
$C_6H_5CCl_3$ (hk)	0,79	0,79	0,00
C_6H_5COOH	65,96	65,96	0
Total	139,83	139,83	

5. Menara Distilasi 02

Tabel 3. 5 Neraca Massa MD-02

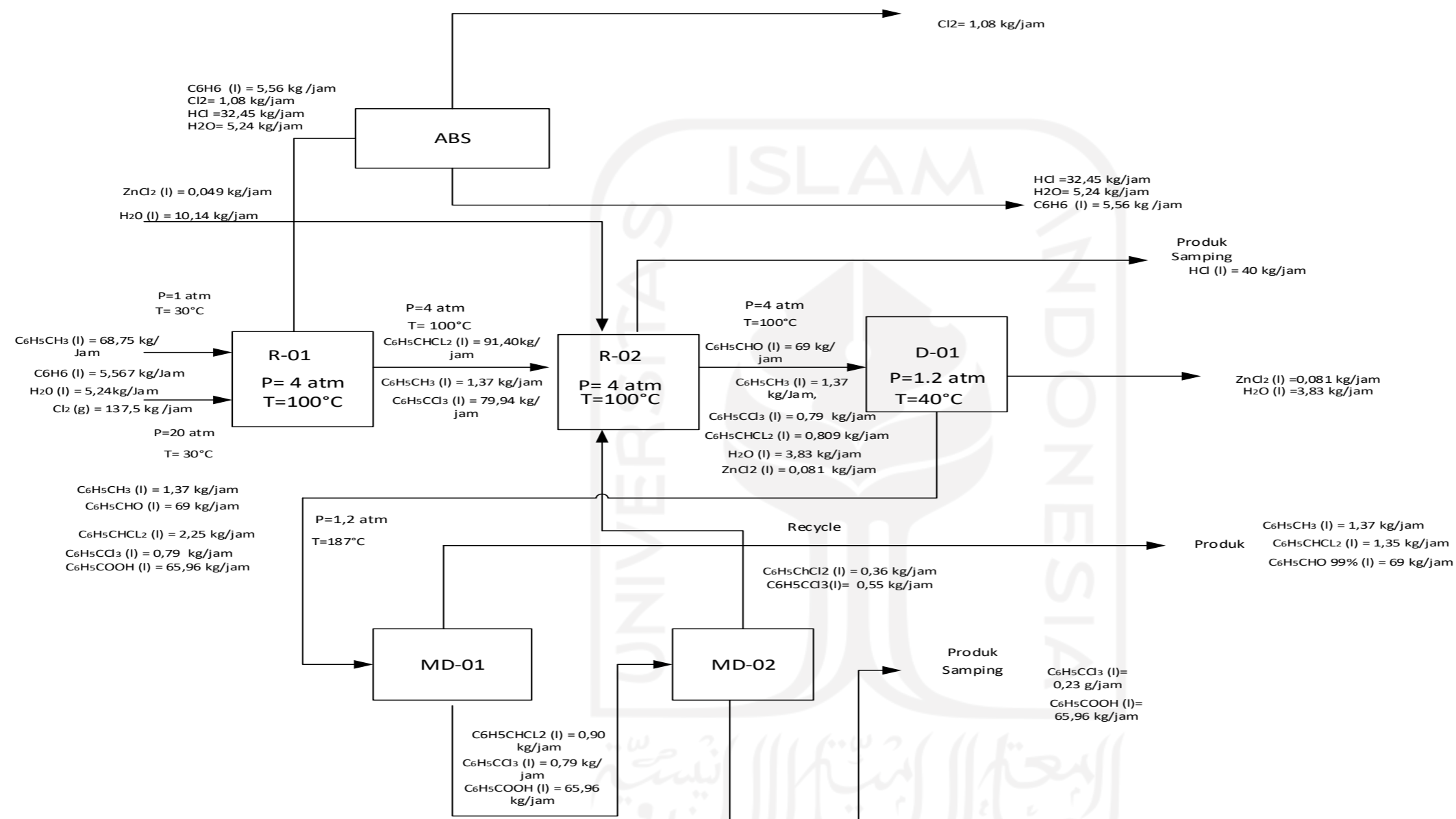
Komponen	Input	Output	
	Kg/jam		
	11	13	14
$C_6H_5CHCl_2$ (lk)	0,90	0,54	0,36
$C_6H_5CCl_3$ (hk)	0,79	0,23	0,55
C_6H_5COOH	65,96	65,96	0
Total	67,65	67,65	

6. Neraca Massa Absorber

Tabel 3. 6 Neraca Massa Absorber

Komponen	Input	Output	
	Kg/jam		
	4	15	16
C_6H_6	5,56	0	5,56
HCl	32,45	0	32,45
H_2O	5,24	0	5,24
Cl_2	1,08	1,08	0
H_2O Pelarut	6,65	0	6,65
Jumlah	50,99	50,99	

3.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.5 Spesifikasi Alat

3.5.1 Spesifikasi Alat Besar dan Pendukung

1. Reaktor Hidrolizer

Kode : H-01

Fungsi : Mereaksikan air dengan bahan keluar reaktor gelembung

Jumlah : 1

Jenis : *Continuous Stirred Tank Reaktor (CSTR)*

Kondisi Operasi

Tekanan Operasi : 4 atm

Suhu Operasi : 100 °C

Spesifikasi :

Bahan Reaktor : *Stainless steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Diameter *shell* : 0,59 m

Tinggi *shell* : 0,89 m

Volume *shell* : 0,11 m³

Volume *head* : 0,05 m³

Tinggi reaktor : 1,18 m

Tinggi *head* (OA) : 0,14 m

Tebal *shell* : 0,25 in

Tebal *head* : 0,18 in

Flat Blade Turbines Impellers

Jenis *Impeller*: Turbin 6 blade disk standar

Diameter pengaduk (Da) : 0,19 m

Jarak pengaduk (C) : 0,19 m

Tinggi pengaduk (W) : 0,04 m

Lebar pengaduk (L) : 0,05 m

Lebar *baffle* (B) : 0,05 m

Jumlah *Baffle* : 4 buah

Jumlah Turbin : 6 buah

Jumlah *Impeller* : 1 buah

Kecepatan Pengadukan (N) : 994,52 Rpm

Power Pengadukan (P) : 0,41 HP

Jaket / Koil

Jenis : Jaket pendingin

Diameter jaket : 0,61 m

Tinggi jaket : 0,39 m

Tebal jaket : 0,01 in

Lebar jaket : 0,06 m

2. Dekanter (D-01)

Fungsi: Memisahkan bahan dari katalis dan air

Type : tangki silinder Dekanter Vertikal

Panjang *shell* : 0,17 m

Diameter *shell* : 1,17 m

Tebal *Shell* : 0,18 m

Tebal tutup : 0,61 m

Bahan Konstruksi : *Stainless steell 304*

3. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan benzil klorida dari campuran bahan

Jenis : *Sieve Plate*

Bahan : *stainless steel SA285*

Jumlah : 1 buah

Tekanan operasi : 1,2 atm

Suhu *top* : 194 °C

Suhu *bottom* : 213 °C

Tinggi Menara : 10 m

Diameter : 0,57 m

Tebal *shell* : 3,76 mm

Jenis *head* : *torishperical dished head*

Tebal *head* : 3,76 mm

Tebal isolator : 0,01 m

Pipa umpan : 2 in IPS

Pipa hasil atas menuju condenser plate 1 : 20 in (IPS)

Pipa *refluks* distilat : 2 in (IPS)

Pipa pengeluaran *bottom* : ¼ in (IPS)

Pipa *refluks bottom* : 0,5 in (IPS)

4. Menara Distilasi (MD-02)

Fungsi : Memisahkan benzoic acid dari campuran bahan

Jenis : *Sieve Plate*

Bahan : *stainless steel SA285*

Jumlah : 1 buah

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu *top* : 196 °C

Suhu *bottom* : 217 °C

Tinggi Menara : 9,35 m

Diameter : 0,57 m

Tebal *shell* : 3,76 mm

Jenis *head* : *torishperical dished head*

Tebal *head* : 3,76 mm

Tebal isolator : 0,01 m

Pipa umpan : 2 in IPS

Pipa hasil atas menuju condenser plate 1 : 14 in (IPS)

Pipa *refluks* distilat : 1,25 in (IPS)

Pipa pengeluaran *bottom* : 0,25 in (IPS)

Pipa *refluks bottom* : 0,25 in (IPS)

5. Accumulator 1

Fungsi : Sebagai penampung arus keluaran kondensor dari hidrolizer menuju tangki penampung

Type : tangki silinder horizontal

Diameter tangki : 0,23 m

Tinggi Tangki : 0,19 m

Tebal *Head* : 0,18 in

Tinggi *Head* : 2,71 in

Tinggi Total : 13,30 in

6. *Accumulator 2 (ACC-02)*

Fungsi : Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi 1 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.

Type : tangki silinder horizontal

Diameter tangki : 0,10 m

Tinggi Tangki : 0,15 m

Tebal *Head* : 0,18 in

Tinggi *Head* : 2,51 in

Tinggi Total : 11,30 in

7. *Accumulator 3 (ACC-03)*

Fungsi: sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi 2 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar

Type : tangki silinder horizontal

Diameter tangki : 0,01 m

Tinggi Tangki : 0,02 m

Tebal *Head* : 0,18 in

Tinggi *Head* : 2,43 in

Tinggi Total : 6,01 in

8. Absorber

Absorber

Kode : ABS-01

Fungsi : Menyerap HCl dan C₆H₆ dengan solvent air

Tipe : *Packed tower*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 283 grade C*

Jumlah : 1 Unit

Dimensi Tangki

Jenis : Tangki Silinder

Diameter : 1,6 ft

Tinggi : 3 ft

Dimensi *Head* dan *Bottom*

Jenis	: <i>Torispherical dished heads</i>
Volume <i>Head</i>	: 0,03 ft ³
Tinggi <i>Head</i>	: 0,44 in
Tebal <i>Head</i>	: 3/16 in
Volume <i>Bottom</i>	: 0,03 ft ³
<i>Packing</i>	
Jenis	: <i>Intalox saddles ceramic 25 mm</i>
Diameter	: 19,69 in
Tinggi <i>Packing</i>	: 1,21 in

3.5.2. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

1. Tangki penampung Toluena(T-01)

Fungsi : menyimpan kebutuhan Toluena untuk proses produksi selama 14 hari

Tipe : Silinder vertikal dengan *flat bottomed* dan *Tospherical*

Kapasitas : 183456,00 Kg

Jumlah : 1 buah

Diameter : 6,09 m

Tinggi : 5,48 m

Tebal *Shell* : 0,18 in

Tebal tutup : 0,31 in

Bahan Konstruksi : *Carbon steel 283 Grade C*

2. Tangki Penampung Chlorine (T-02)

Fungsi : menampung gas chlorine dalam fase cair

Type : Tangki Bola (*Spherical Tank*)

Jumlah : 1 buah

Volume tiap tangki : 282951 m³

Tekanan : 1 atm

Diameter : 39,25 m

Tebal *Shell* : 3,01 in

Bahan Konstruksi : *Carbon steel 283 Grade C*

3. Tangki Penampung Benzaldehid (T-03)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan Benzaldehid hasil produksi

Tipe : Silinder vertikal dengan *flat bottomed* dan atap *Tospherical*

Kapasitas : 251758,08 Kg

Jumlah : 1 buah

Diameter : 3,04 m

Tinggi : 7,31 m

Tebal *Shell* : 0,18 in

Tebal tutup : 0,75 in

Bahan Konstruksi : *Carbon steel 283 Grade C*

4. Tangki Penampung Asam Benzoat(T-04)

Fungsi : Menyimpan Asam Benzoat

Tipe : Silinder vertikal dengan *flat bottomed* dan tutup *Tospherical*

Kapasitas : 217565,92 Kg

Jumlah : 1 buah

Diameter : 4,47 m

Tinggi : 3,65 m

Tebal *Shell* : 0,18 in

Tebal tutup : 0,87 in

Bahan Konstruksi : *Carbon steel 283 Grade C*

5. Tangki Penampung Asam Klorida

Fungsi : Menyimpan Asam Klorida

Tipe : Silinder vertikal dengan *flat bottomed* dan tutup *Tospherical*

Kapasitas : 254016 Kg

Jumlah : 1 buah

Diameter : 4,57 m

Tinggi : 3,65 m

Tebal *Shell* : 0,18 in

Tebal tutup : 0,87 in

Bahan Konstruksi : *Carbon steel 283 Grade C*

6. Bin Penampung $ZnCl_2$

Fungsi : Menyimpan Asam Klorida

Tipe : berbentuk limas dengan sudut 120°C

Diameter : 0,18 m

Tebal *shell* : 0,18 in

Lebar : 0,18 m

Tebal *head* : 0,18 in

Tinggi : 0,39 m

Bahan Konstruksi: *Carbon steel 283 Grade C*

7. *Mixing Tank*

Fungsi : Mencampur antara katalis $ZnCl_2$ dengan H_2O

Jenis Alat : Bejana tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar *dished*

Diameter : 0,19 m

Tinggi : 0,38 m

Tebal *Shell* : 0,18 in

Tebal *Head* : 0,18 in

Pengaduk : *Flat Blade Turbin Impellers*

Diameter Pengaduk : 0,64 ft

Lebar *Blade* : 0,13 ft

Power Pengaduk : 0,5 Hp

3.5.3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

1. Pompa 1 (P-01)

Fungsi: Mengalirkan toluena dari tangki penampung menuju reaktor kloronasi

Type : *centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 87 %

Power Pompa : 15 Hp

2. Pompa 2 (P-02)

Fungsi: Mengalirkan bahan dari reaktor menuju Hidrolizer

Type : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 84 %

Power Pompa : 7,5 Hp

3. Pompa 3 (P-03)

Fungsi: Mengalirkan dari arus hidrolizer menuju Dekanter

Type : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 82 %

Power Pompa : 5 Hp

4. Pompa 4 (P-04)

Fungsi: Mengalirkan bahan dari Dekanter menuju Menara Distilasi 01

Type : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,05 Hp

5. Pompa 5 (P-05)

Fungsi: Mengalirkan bahan dari Dekanter menuju Unit Pengolahan Limbah

Type : *centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,05 Hp

6. Pompa 6 (P-06)

Fungsi: Mengalirkan bahan dari menara destilasi 1 menuju tangki penampung

Type : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,05 Hp

7. Pompa 7 (P-07)

Fungsi: Mengalirkan bahan dari menara distilasi 1 menuju menara distilasi 2

Type : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,25 Hp

8. Pompa 8 (P-08)

Fungsi: Mengalirkan bahan dari menara distilasi 2 menuju arus *recycle*

Type : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,25 Hp

9. Pompa 9 (P-09)

Fungsi: Mengalirkan bahan dari menara distilasi 2 menuju Tangki Penampung

Type : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Efisiensi Pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,05 Hp

10. Pompa 10

Fungsi: Mengalirkan bahan dari Tangki Pencampur menuju Reaktor Hidrolizer

Type	: Centrifugal pump
Jumlah	: 2 buah
Efisiensi Pompa	: 20 %
Efisiensi motor	: 80 %
Power Pompa	: 0,05 Hp

3.4.4 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heater 01 (HE-01)

Fungsi: Menaikkan suhu Toluena dari Tangki Penampung menuju Reaktor

Type	: Double Pipe
OD	: 1,90 in (Outer)
	: 1,05 In (Inner Pipe)
Panjang	: 11,48 ft
ID	: 1,61 In (Outer)
	: 0,82 In (Inner Pipe)
HE area	: 1,13 ft ²
Jumlah	: 1 buah

2. Heater 02 (HE-02)

Fungsi: Menaikkan suhu klorin dari tangki penampung menuju Reaktor

Type	: Double Pipe
OD	: 0,84 in (Outer)
	: 0,41 In (Inner Pipe)
Panjang	: 11,97 ft
ID	: 0,62 In (Outer)
	: 0,27 In (Inner Pipe)
HE area	: 0,35 ft ²
Jumlah	: 1 buah

3. Heater 03 (HE-03)

Fungsi: Menaikkan suhu bahan dari Dekanter menuju Menara Destilasi 1

Type	: Double Pipe
OD	: 0,82 in (Outer)

: 0,36 In (*Inner Pipe*)
 Panjang : 11,97 ft
 ID : 1,39 In (*Outer*)
 : 0,80 In (*Inner Pipe*)
 HE area : 1,74 ft²
 Jumlah : 1 buah

4. *Heater* 04 (HE-04)

Fungsi: Menaikkan suhu bahan dari Tangki Pencampur menuju Reaktor

Type : *Double Pipe*
 OD : 1,66 in (*Outer*)
 : 1,06 In (*Inner Pipe*)
 Panjang : 11,97 ft
 ID : 0,60 In (*Outer*)
 : 0,25 In (*Inner Pipe*)
 HE area : 0,21 ft²
 Jumlah : 1 buah

5. *Cooler* 1 (CO-01)

Fungsi: Menurunkan suhu dari reaktor Hidrolizer menuju Tangki Penampung HCL

Type : *Double Pipe*
 OD : 1,67 in (*Outer*)
 : 1,05 In (*Inner Pipe*)
 Panjang : 2,87 ft
 ID : 0,53 In (*Outer*)
 : 0,23 In (*Inner Pipe*)
 HE area : 2,13 ft²
 Jumlah : 1 buah

6. *Cooler* 02 (CO-02)

Fungsi: Menurunkan suhu dari Reaktor Hidrolizer menuju Dekanter

Type : *Double Pipe*
Tube : 1

OD : 4,5 in (*Annulus*)
 : 2,98 (*Inner Pipe*)
 Panjang : 11,97 ft
 ID : 4,06 in (*Annulus*)
 : 2,67 in (*Inner Pipe*)
 HE area : 7,33
 Jumlah : 1 buah

7. *Cooler 03 (C-03)*

Fungsi: Menurunkan suhu dari menara distilasi 1 menuju tangki penampung

Type : *Double Pipe*
Tube : 1
 OD : 4,5 in (*Annulus*)
 : 2,88 (*Inner Pipe*)
 Panjang : 11,97 ft
 ID : 4,02 in (*Annulus*)
 : 2,46 in (*Inner Pipe*)
 HE area : 5,70
 Jumlah : 1 buah

8. *Cooler 04 (C-04)*

Fungsi: Menurunkan suhu dari menara distilasi 2 menuju arus *recycle*

Type : *Double Pipe*
Tube : 1
 OD : 4,5 in (*Annulus*)
 : 2,38 (*Inner Pipe*)
 Panjang : 11,97 ft
 ID : 4,02 in (*Annulus*)
 : 2,06 in (*Inner Pipe*)
 HE area : 9,05 ft²
 Jumlah : 1 buah

9. *Cooler 05 (CO-05)*

Fungsi : Menurunkan suhu dari menara distilasi 2 menuju tangki penampung

Type : *Double Pipe*
Tube : 1
 OD : 1,66 in (*Annulus*)
 : 1,04 (*Inner Pipe*)
 Panjang : 11,97 ft
 ID : 1,38 in (*Annulus*)
 : 1,04 in (*Inner Pipe*)
 HE area : 0,17 ft²
 Jumlah : 1 buah

10. Condensor (CD-01)

Fungsi: Merubah fase gas dari reaktor hidrolizer untuk dimasukkan menuju tangki penampung

Type : *Shell and Tube*
 Beban panas : 658 Kj/jam
 Luas Penampang : 244,21 ft²
 Panjang Pipa : 12 ft²
 Jumlah : 1 buah

Shell

Inside Diameter : 17,25 in
Baffle Space : 17,25 in
Passes : 1

Tube

Panjang : 24 ft
 Jumlah *tube* : 177
Outside Diameter : $\frac{3}{4}$ in

BWG : 14
 Pitch : 1 in *square Pitch*
 Rd : 0,01

Pressure Drop

Shell : 0,02 psi
Tube : 0,32 psi

Bahan Konstruksi: *Carbon steel 283 Grade C*

11. Condensor (CD-02)

Fungsi: Merubah fase gas dari keluaran menara destilasi-01 menuju tangki penampung

Type : *Shell and Tube*

Beban panas : 199,41 Kj/jam

Luas Penampang : 124,21 ft²

Panjang Pipa : 12 ft²

Jumlah : 1 buah

Shell

Inside Diameter : 17,25 in

Baffle Space : 17,25 in

Passes : 1

Tube

Panjang : 24 ft

Jumlah *tube* : 177

Outside Diameter : ¾ in

BWG : 14

Pitch : 1 in *square Pitch*

Rd : 0,01

Pressure Drop

Shell : 0,02 psi

Tube : 0,32 psi

Bahan Konstruksi: *Carbon steel 283 Grade C*

12. Condensor (CD-03)

Fungsi: Merubah fase gas dari keluaran menara destilasi-02 menuju arus *recycle*

Type : *Shell and Tube*

Beban panas : 350 Kj/jam

Luas Penampang : 714,82 ft²

Panjang Pipa : 12 ft²

Jumlah : 1 buah

Shell

Inside Diameter : 25 in

Baffle Space : 14,43 in

Passes : 1

Tube

Panjang : 16 ft

Jumlah *tube* : 428

Outside Diameter : $\frac{3}{4}$ in

BWG : 14

Pitch : 1 in *square Pitch*

Rd : 0,01

Pressure Drop

Shell : 0,73 psi

Tube : 0,75 psi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel 283 Grade C*

13. Reboiler (RB-01)

Fungsi: Menguapkan sebagian liduiq hasil bawah menara destilasi-01

Type : *Shell and Tube*

Luas Tranfer panas : 286,07 ft²

Luas Penampang : 244,21 ft²

Panjang Pipa : 24 ft²

Jumlah : 1 buah

Shell

Inside Diameter : 17,25 in

Baffle Space : 17,25 in

Passes : 1

Tube

Panjang : 24 ft

Jumlah *tube* : 177

Outside Diameter : $\frac{3}{4}$ in

BWG	:14
<i>Pitch</i>	: 1 in <i>square Pitch</i>
Rd	: 0,01
<i>Pressure Drop</i>	
<i>Shell</i>	: 0,02 psi
<i>Tube</i>	: 0,32 psi
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel 283 Grade C</i>

14. Reboiler (RB-02)

Fungsi : Menguapkan sebagian liduiq hasil bawah menara destilasi-02

Tipe : *Shell and Tube*

Luas Tranfer panas : 286,07 ft²

Panjang Pipa : 12 ft²

Jumlah : 1 buah

Shell

Inside Diameter : 17,25 in

Baffle Space : 17,25 in

Passes : 1

Tube

 Panjang : 24 ft

 Jumlah tube : 177

Outside Diameter : $\frac{3}{4}$ in

BWG :14

Pitch : 1 in *square Pitch*

Rd : 0,01

Pressure Drop

Shell : 0,02 psi

Tube : 0,32 psi

Jumlah : 1 buah

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel 283 Grade C*

3.5 Neraca Energi

3.5.1 Neraca Energi Alat Besar

1. Neraca Energi R-01

Tabel 3. 7 Neraca Energi Reaktor Gelembung

Neraca Energi Masuk Reaktor Gelembung				
Komponen	Input (Kj/Kmol.K)		(Output) (Kj/Kmol.K)	
	1	2	3	4
C ₆ H ₅ CH ₃	12.672,97	-	102,12	-
C ₆ H ₆	772,80	-	402,75	-
H ₂ O	-	1642,75	-	29569,53
Cl ₂	-	12143,79	-	4610,80
C ₆ H ₅ CHCl ₂	-	-	10289,83	-
C ₆ H ₅ CCl ₃	-	-	7002,57	-
HCl	-	-	-	8310,97
Subtotal	13445,77	13786,54	17292,40	42491,31
Panas Reaksi	110641,83			
Beban Pendingin	63264,43			
Total	137874,15		137874,15	

2. Neraca Energi R-02

Tabel 3. 8 Neraca Energi Reaktor Hidrolizer

Neraca Energi Masuk Reaktor Hidrolizer					
Komponen	Input (Kj/Kmol.K)			(Output) (Kj/Kmol.K)	
	3	5	6	7	8
C ₆ H ₅ CH ₃	140,28	-	-	185,47	-

C ₆ H ₆	772,80	-	-	-	-
H ₂ O	41011,23	9,22	1601,83	21624,77	-
ZnCl ₂	-	-	7,02	1159,61	-
C ₆ H ₅ CHCl ₂	8.440,77	12,47	-	278,02	-
C ₆ H ₅ CCl ₃	4603,94	-	-	107,71	-
HCl	-	-	-	-	10213,49
C ₆ H ₅ CHO	-	-	-	956879,66	-
C ₆ C ₅ COOH	-	-	-	1746167,76	-
Subtotal	13184,99	21,69	1608,85	2726403,02	10213,49
Panas Reaksi	2626,88				
Beban Pendingin	2721448,96				
Total	2736616,52			2736616,52	

3. Neraca Energi Pada Dekanter

Tabel 3. 9 Neraca Energi Dekanter

Neraca Energi Masuk Dekanter			
Komponen	Input (Kj/Kmol.K)	(Output) (Kj/Kmol.K)	
	7	9	10
C ₆ H ₅ CH ₃	-183,17	183,17	-
H ₂ O	1201,37	-	1201,37
ZnCl ₂	0,31	-	-0,31
C ₆ H ₅ CHCl ₂	215,85	1930,73	-
C ₆ H ₅ CCl ₃	-70,02	107,71	-
C ₆ H ₅ CHO	-5493,35	10385,06	-
C ₆ C ₅ COOH	-10845,76	10845,76	-

Subtotal	-70,02	13067,38	1201,06
Beban Pendingin	14338,47		
Total	28606,92	28606,92	

4. Neraca Energi Pada Menara Destilasi-01

Tabel 3. 10 Neraca Energi Menara Destilasi-01

Neraca Energi Masuk Reaktor				
Komponen	(Kj/Kmol.K)		(Kj/Kmol.K)	
	Hi	Hr/H0	Hf	Hb
C ₆ H ₅ CH ₃	3,93	-0,34	0,47	-
C ₆ H ₆	-	-	-	-
C ₆ H ₅ CHCl ₂	0,20	-4,28	0,15	0,32
C ₆ H ₅ CCl ₃	0,20	-4,28	0,12	0,17
C ₆ H ₅ COOH	-	-	45,5	0,65
C ₆ H ₅ CHO	20,26	-34,3	30	-
Subtotal	24,95	-43,18	76,71	1,31
Qc	658			
Qr	593			
Total	642		642	

5. Neraca Energi Pada Menara Destilasi-02

Tabel 3. 11 Neraca Energi Menara Destilasi-02

Neraca Energi Masuk Reaktor				
Komponen	(Kj/Kmol.K)		(Kj/Kmol.K)	
	Hi	Hr/H0	Hf	Hb
C ₆ H ₅ CHCl ₂	21,4	-3,91	-0,16	-15,70
C ₆ H ₅ CCl ₃	39,9	-6,88	-0,19	-9,5
C ₆ H ₅ COOH	-	-	-0,36	-25,21
Subtotal	61,31	72,67	-0,36	-25,21
Qc	295			
Qr	294			
Total	293,73		293,72	

6. Neraca Energi Pada Absorber

Tabel 3. 12 Neraca Energi Absorber

Neraca Energi Masuk Dekanter			
Komponen	Input	(Output) (Kj/Kmol.K)	
	(Kj/Kmol.K)	15	16
H ₂ O	3373,24	-	2279,08
C ₆ H ₆	6955,56	-	3191,192279,19
Cl ₂	2882,38	1825,54	-
HCl	5827,51	-	3035,93
H ₂ O Pelarut	7544,98	-	2279,08
Subtotal	19308,70	11804,30	8506,21
Beban Pendingin	-1271,81		

Total	19308,70	19308,70
-------	----------	----------

3.5.2 Neraca Energi Alat Penukar Panas

1. Neraca Energi HE-01

Tabel 3. 13 Neraca Energi HE-01

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H1$ (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H2$ (kj/jam)
C ₆ H ₆	108	77,23	1750	1248,52
C ₆ H ₅ CH ₃	78,9	589,71	1404	10475,77
Q Pemanasan	11057,35			
Total	1872,68	11724,30	31533,81	11724,30

2. Neraca Energi HE-02

Tabel 3. 14 Neraca Energi HE-02

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H3$ (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H4$ (kj/jam)
Cl ₂	168,97	252,54	257	3842,57
QPemanasan	3590,02			
Total	168,97	3842,57	2571,02	3842,57

3. Neraca Energi HE-03

Tabel 3. 15 Neraca Energi HE-03

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H5$ (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H6$ (kj/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	1230	183,45	2820	421,50
C ₆ H ₅ CHO	1380	7655,03	3100	17221,36

$C_6H_5CHCl_2$	1540	215,85	3470	487,39
$C_6H_5CCl_3$	1680	70,02	3770	157,33
C_6H_5COOH	2560	15053,17	6200	35236,29
Q Pemanasan	30346,34			
Total	84703,63	53523,89	193635,62	53523,89

4. Neraca Energi HE-04

Tabel 3. 16 Neraca Energi HE-04

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	ΔH_7 (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	ΔH_8 (kj/jam)
H_2O	378	214,75	6400	3640,79
$ZnCl_2$	691	20,18	12400	360,67
Q Pemanasan	3766,53			
Total	1068,8419	234,94	18751,79	4001,47

5. Neraca Energi Cooler 1

Tabel 3. 17 Neraca Energi CO-01

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	ΔH_9 (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	ΔH_{10} (kj/jam)
HCl	28335,55	7039,88	9347,94	2322,47
Q Pemanasan	7039,88			

Total	28335,55	7039,88	2322,47	2322,47
-------	----------	---------	---------	---------

6. Neraca Energi *Cooler 2***Tabel 3. 18** Neraca Energi CO-02

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H11$ (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H12$ (kj/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	27260,82	297,98	2379,23	26,00
C ₆ H ₅ CHO	33566,56	14475,57	2996,49	1292,23
C ₆ H ₅ CHCl ₂	36438,90	658,52	3265,91	59,02
C ₆ H ₅ CCl ₃	29964,51	189,37	2685,85	16,97
H ₂ O	34558,73	7353,33	2569,11	546,65
ZnCl ₂	59797,41	140,09	4952,13	11,60
C ₆ H ₅ COOH	-1679,10	-688,53	-108,70	-44,57
Q pendinginan	23114,88			
Total	34558,73	8639,30	10600	8639,30

7. Neraca Energi *Cooler 3***Tabel 3. 19** Neraca Energi CO-03

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H13$ (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H14$ (kj/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	2730	2830	2380	33,5
C ₆ H ₅ CHO	3000	189000	2690	1490

$C_6H_5CHCl_2$	3360	176	3000	0,14
Q pendinginan	197000			
Total	12500	197000	10600	197000

4. Neraca Energi Cooler 4

Tabel 3. 20 Neraca Energi CO-04

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H15$ (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H16$ (kj/jam)
$C_6H_5CHCl_2$	3600	19500	300	10,1
$C_6H_5CCl_3$	3910	610	327	2,66
C_6H_5COOH	6440	368000	494	176
QPendingin	37000			
Total	14000	370000	1120	37000

8. Neraca Energi Cooler 5

Tabel 3. 21 Neraca Energi CO-05

Komponen	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H17$ (kj/jam)	$\int Cp.dT$ (kj/kmol)	$\Delta H18$ (kj/jam)
$C_6H_5CHCl_2$	3750	84,2	1420	31,8
$C_6H_5CCl_3$	3600	124	1540	52,9
QPendingin	123			
Total	7350	208	2960	208

3.6 Analisis Resiko

Proses produksi benzaldehid tidak terlepas dari potensi bahaya atau bisa dikatakan *hazard*. Identifikasi *hazard* diperlukan untuk mengendalikan dengan balik bahaya yang mungkin terjadi saat terjadinya proses produksi. Oleh sebab itu, pengendalian bahaya dengan menciptakan serta mengenali terdapatnya sumber *hazard* sangat di perlukan. Penemuan *hazard* tersebut dilakukan untuk mengukur tingkatan resikonya.

Sesuai amanat Undang-Undang Nomor 3 Tahun 2014 tentang Perindustrian, disebutkan bahwa perusahaan industri wajib menjamin keamanan dan keselamatan alat, proses, hasil produksi, penyimpanan, serta pengangkutan atau transportasi. Hal ini tidak terlepas dari pengelolaan bahan kimia berbahaya sebagai upaya Kesehatan dan Keselamatan Kerja serta, Lingkungan. Adapun faktor-faktor yang harus perhatikan yaitu:

1. Identifikasi bagi kesehatan

Dalam identifikasi hazard, suatu bahan kimia yang terkait dengan masalah kesehatan. Dalam hal ini chlorine dan toluena memiliki sifat yang berbahaya bagi kesehatan sehingga, diperlukan alat pelindung diri untuk perlindungan mata yang sudah di uji dan disetujui yang tepat seperti, NIOSH, memerlukan perlindungan kulit dan juga filter perlindungan pernafsan

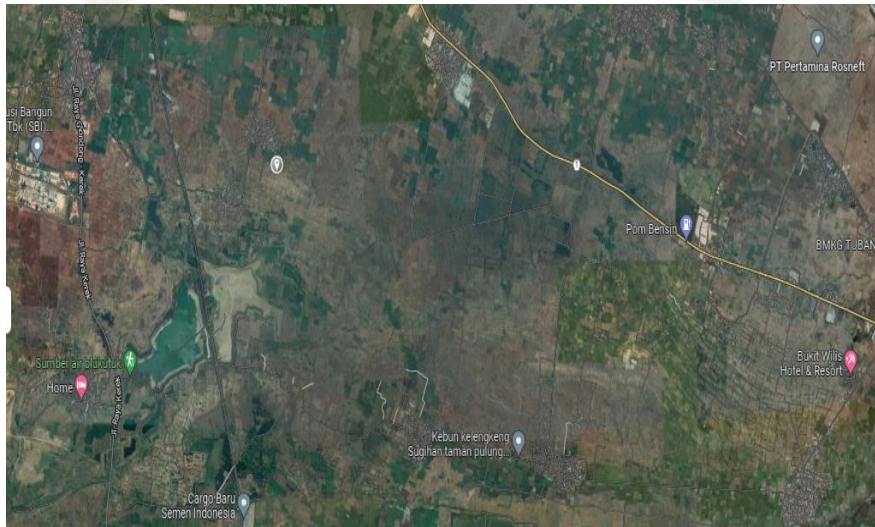
2. Identifikasi bagi keselamatan kerja

Identifikasi hazard bagi keselamatan kerja merupakan analisis untuk menentukan resiko keselamatan kerja bagi pekerja. Dalam analisis ini dihasilkan pabrik benzaldehid dalam skala resiko tinggi karena memiliki tekanan operasi yang tinggi dan mudah terbakar. Sehingga diperlukan pencegahan berupa training keselamatan kerja, alat pendukung keselamatan kerja serta unit keselamatan kerja. Dari Identifikasi diatas disimpulkan bahwa pembuatan Pabrik benzaldehid memiliki analisis resiko yang tinggi sehingga dibutuhkan perencanaan pabrik yang tepat

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik menjadi salah satu bahan pertimbangan dalam perancangan pabrik. Hal ini berkaitan langsung dengan nilai ekonomis dari suatu pabrik yang akan didirikan. Penentuan lokasi pabrik yang strategis menentukan keberlangsungan sebuah perusahaan baik dalam jangka pendek maupun jangka panjang.

Dalam pendirian suatu pabrik, perlu dipertimbangkan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat dan pengembangan pabrik yang aman bagi proses produksi (Peters *and* Timmerhaus, 2003)

Pabrik Benzaldehid dari toluena dengan kapasitas produksi 500 ton/tahun ,akan direncanakan akan didirikan di Kabupaten Tuban, Jawa Timur.

Adapun hal hal yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik yaitu:

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer berkaitan langsung dengan tujuan utama dari pembuatan suatu pabrik. Tujuan utama suatu pabrik meliputi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berperan langsung dalam pembuatan suatu pabrik adalah:

1. Penyediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku menjadi salah satu bahan pertimbangan dalam pembuatan suatu pabrik. Lokasi pabrik yang strategis menjamin stabilitas pasokan serta mengurangi biaya pembelian terhadap bahan baku maupun bahan pendukung dalam proses pembuatan produk. Proses pendirian pabrik ini bertempat di Tuban, Jawa timur. Pemilihan lokasi berdasarkan pertimbangan bahan baku dan pendukung dapat dikirim langsung dari PT. Trans Pacific Indotama yang berlokasi ditempat yang sama. Sehingga tidak perlu mengimpor lagi dari tempat lainnya.

2. Pemasaran

Pemasaran menjadi salah satu bahan pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan sehingga menjamin keberlangsungan pabrik. Pemasaran diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan luar negeri sehingga lokasi pabrik di tuban relatif strategis dalam pemasaran produk.

3. Utilitas

Utilitas Yang diperlukan dalam keberlangsungan adalah air, listrik serta bahan bakar. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik karena sarana ini dekat dengan air. Selain itu untuk bahan bakar dan listrik dapat diperoleh cukup mudah di wilayah sekitar.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja menjadi salah satu pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik. Tenaga kerja yang dibutuhkan merupakan tenaga kerja yang terdidik baik setingkat kejuruan maupun setingkat sarjana. Hal ini berkaitan dengan kompetensi yang mumpuni agar proses produksi berjalan dengan baik.

5. Transportasi

Untuk mempermudah proses lalu lintas produk dan pemasarannya, sehingga lokasi pabrik harus mudah dicapai. Pada pabrik ini pemilihan cukup strategis karena

di lokasi tersebut memiliki sarana transportasi darat dan laut yang cukup baik sehingga dapat memperlancar proses lalu lintas maupun kegiatan pemasaran.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

1. Perluasan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik di Kabupaten Tuban Jawa Timur didasarkan pada keramaian pemukiman penduduk sehingga lebih mudah dalam proses perluasan produk

2. Kebijakan Pabrik

Lokasi Pabrik dipilih pada daerah khusus kawasan industri sehingga lebih memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik. Selain itu diperhatikan juga kebijakan pemerintah yang perlu diperhatikan, seperti perpajakan, ketenagakerjaan dan peraturan lainnya berkaitan dengan keuangan, perindustrian, perdagangan dan lingkungan.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Demi keberlangsungan suatu pabrik jangka panjang diperlukan prasarana dan fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, kesehatan dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup bagi tenaga kerja.

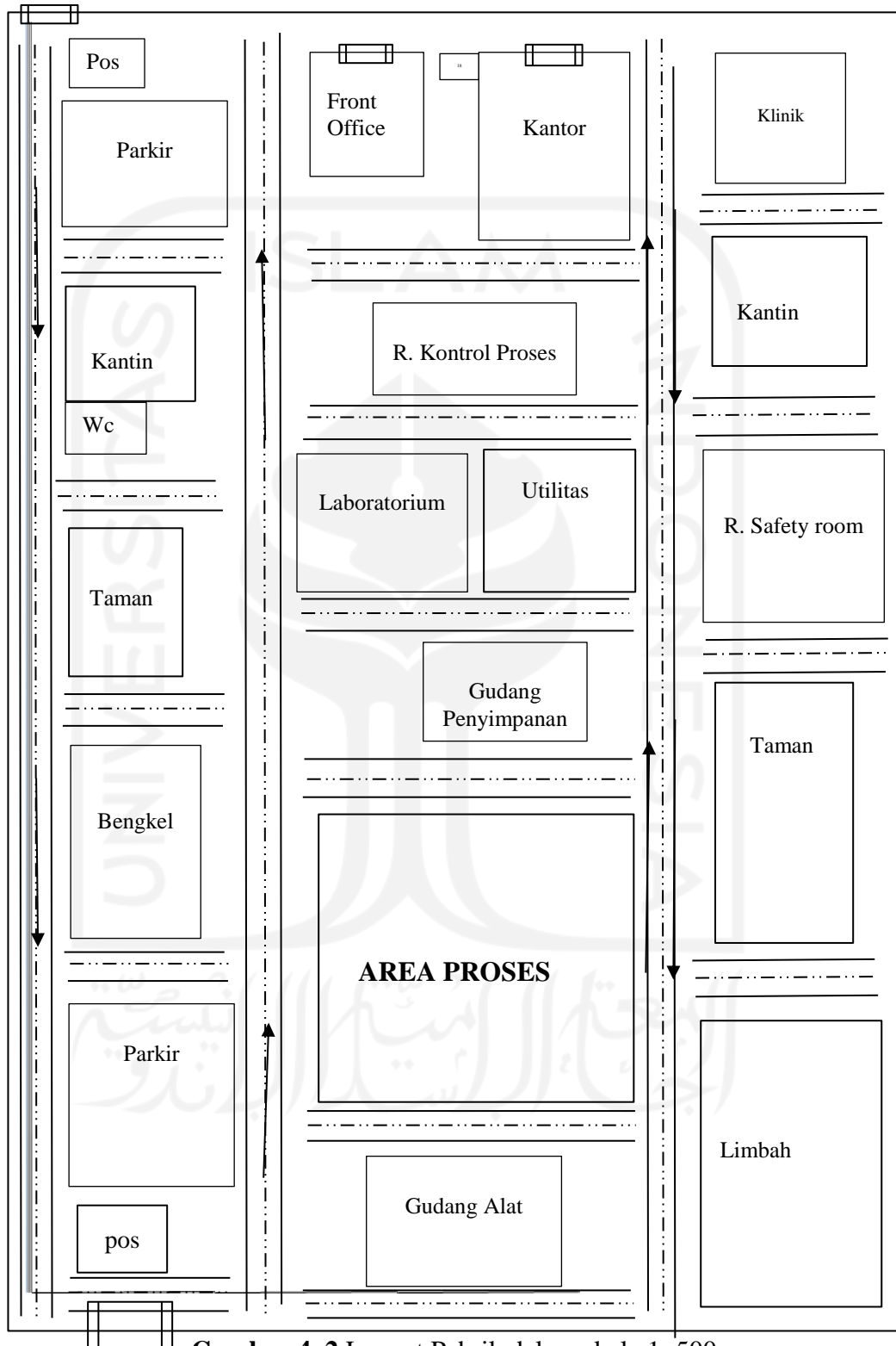
4.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik adalah salah satu pengaturan yang optimal dari bagian-bagian pabrik seperti tempat peralatan proses, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana-sarana lain seperti utilias, tempat ibadah, tempat parkir, dan sebagainya. Dengan tujuan untuk mendapatkan efisiensi, kelancaran proses dan keselamatan kerja karyawan. Untuk mencapai kondisi yang optimal, adapun hal-hal yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik yaitu:

1. Merencanakan perluasan pabrik dari awal apabila di waktu mendatang membutuhkan lahan yang lebih. Maka dari itu dipilih lokasi pabrik di kawasan industri dan tidak dekat dengan lokasi kawasan penduduk, sehingga memungkinkan adanya perluasan area pabrik tidak akan mengganggu pemukiman penduduk.

2. Lokasi pabrik dekat dengan sumber bahan baku untuk proses produksi sehingga akan meminimalisir biaya transportasi untuk pengambilan bahan baku.
3. Kesehatan Keselamatan Kerja (K3) merupakan hal yang penting untuk menentukan tata letak pabrik. Apabila terjadi bahaya seperti kebakaran, kebocoran gas dan sebagainya akan mempermudah penanggulangan secara cepat dan tepat. Maka dari itu wajib mempersiapkan alat-alat pengamanan seperti, hidrant, alat kontrol dan lainnya. Pemisahan penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya pada area khusus juga diperlukan, serta pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat yang rawan.
4. Diperlukan efisiensi dalam pengaturan ruangan, dalam hal ini harga tanah menjadi salah satu faktor yang membatasi kemampuan area, apabila harga tanah terlalu tinggi maka harus diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruangan untuk memperkecil *fixed cost*.
5. Pabrik harus mempunyai izin untuk berdiri. Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik.
6. Pabrik harus menjaga kelestarian lingkungan, batas maksimal kandungan komponen berbahaya pada limbah harus diperhatikan dengan baik. Untuk itu pada pabrik ini dilengkapi fasilitas pengolahan limbah. Sehingga limbah pabrik ramah lingkungan.

Secara garis besar layout pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama yaitu:



Gambar 4. 2 Layout Pabrik dalam skala 1: 500

Perincian luas tanah untuk membangun pabrik Benzaldehid:

Tabel 4. 1 Perincian Luas tanah Pembangunan Pabrik

No.	Bangunan/ Area	Ukuran (mxm)	Luas m ²
1.	Taman	Tersebar	300
2.	Pos jaga	2 x 2	4
3.	Tempat Parkir	18x21	378
4.	Kantor	20 x 20	400
5.	Kantin	8 x 10	80
6.	Area Process	25 x 20	500
7.	Front Office	10 x 15	150
8.	Ruang Kontrol Proses	10 x 20	200
9.	Ruang Utilitas	10 x 10	100
10.	Masjid	10 x 10	100
11.	Laboratorium	10 x 15	150
12.	Bengkel	20 x 10	200
13.	Gudang Alat	15 x 10	150
14.	Gudang Penyimpanan	15 x 10	150
15.	Klinik	10 x 10	100
16.	Safety Room	20 x 20	400
17.	Wc	2 x 2	4
18.	Area Pengolahan Limbah	20 x 10	200
Total Bangunan			3947
Total Tanah			7000

4.3. Tata Letak Mesin/ Alat Proses

Perancangan tata letak pabrik memerlukan tata letak proses agar proses berjalan lebih efisien. Dalam penentuan tata letak alat proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Dalam penentuan tata letak pabrik diperlukan proses aliran bahan baku yang tepat sehingga dapat proses produksi dapat berjalan dengan lebih efisien serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi

2. Aliran udara

Aliran udara menjadi salah satu faktor yang berpengaruh dalam penentuan tata letak pabrik hal ini agar proses produksi berjalan dengan lancar. Aliran udara yang kurang baik dapat membahayakan keselamatan pekerja karena dengan adanya penumpukan udara didalam suatu tempat menyebabkan penumpukan atau stagnasi. Sehingga untuk menghindari hal ini diperlukan perencanaan tata letak alat proses yang baik.

3. Pencahayaan

Dalam perancangan tata letak pabrik memerlukan pencahayaan yang memadai sehingga mengurangi resiko terjadinya kecelakaan kerja.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak pabrik perlu diperhatikan keefektifan proses. Sehingga dalam hal ini diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh produksi dengan aman, mudah dan efektif. Hal ini agar keamanan pekerja bisa diprioritaskan.

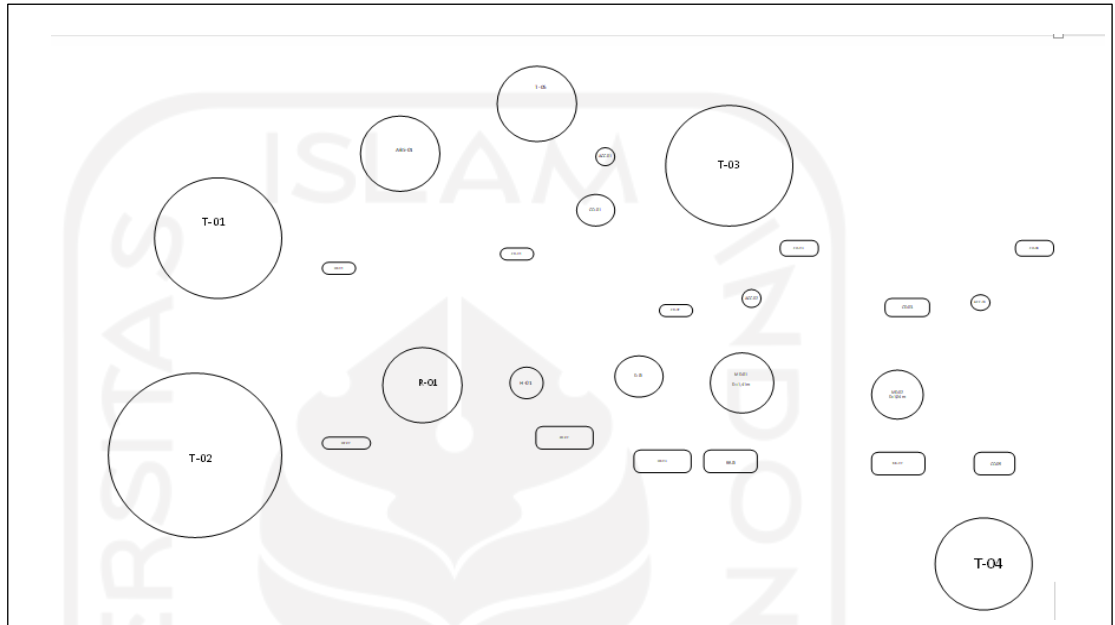
5. Tata Letak Proses

Dalam menempatkan alat proses perlu diusahakan agar dapat menekan biaya produksi, mengaktifkan penggunaan luas area serta menjamin kelancaran serta keamanan produksi ekonomi sehingga menghasilkan keuntungan ekonomi

6. Jarak Antar Alat Proses

Jarak alat proses sangat diperlukan agar lingkungan kerja terjaga. Alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan yang tinggi perlu dipisahkan dari alat lainnya agar

apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat-alat proses lainnya dan juga pekerja.



Gambar 4. 3 Layout tata letak proses skala 1:200

Keterangan

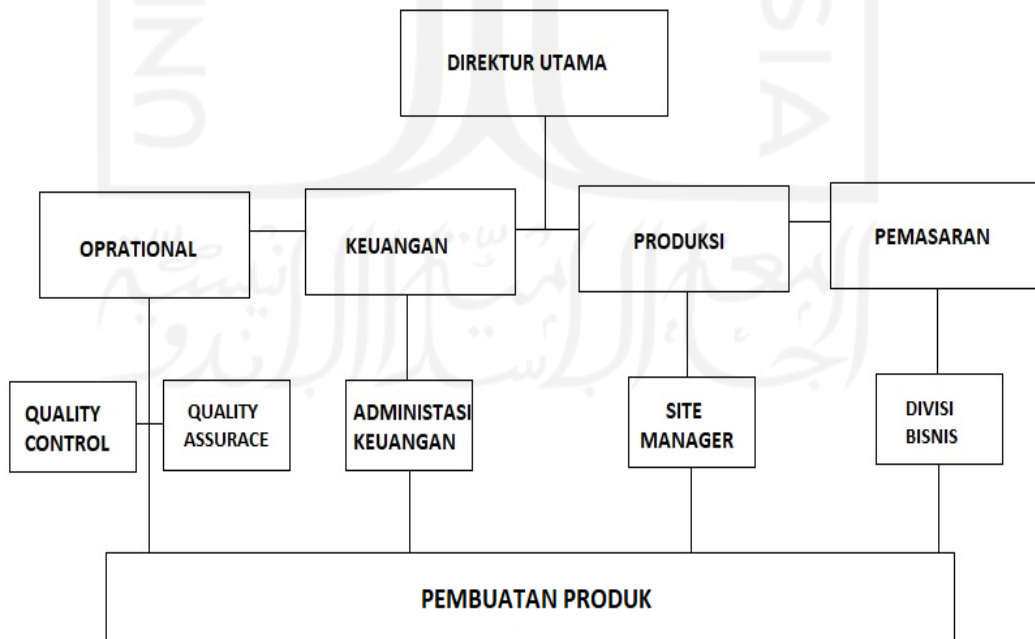
1. R-01 = Reaktor
2. H-01 = Hidrolizer
3. D-01 = Dekanter
4. MD = Menara distilasi
5. ABS = Absorber
6. HE = *Heater*
7. CO = *Cooler*
8. CD = Kondensor
9. RB = Reboiler
10. ACC = *Accumulator*

4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi menjadi salah satu proses yang penting dalam pendirian suatu pabrik. Struktur organisasi menggambarkan hubungan yang penting dalam menggambarkan suatu organisasi. Dengan adanya suatu organisasi memudahkan dalam mengkoordinir pelaksanaan tugas dan tanggung jawab.

Dalam penyusunan suatu organisasi hendaklah tergambar jelas tujuan dan sasaran dari suatu perusahaan serta wewenang atas setiap bagian dari pekerjaan. Pembagian tugas haruslah terstruktur jelas sehingga tidak ada duplikasi tugas antar karyawan. Struktur organisasi yang dibentuk memungkinkan masing masing tugas dapat terkoordinir dengan baik ke satu arah dan tujuan sehingga memungkinkan perusahaan untuk menjaga stabilitas dan kontinuitas pengorganisasian yang terdapat didalam perusahaan.

Dalam menjalankan perusahaan, struktur dari setiap perusahaan berbeda-beda tergantung pada bentuk dan kebutuhan perusahaan. Untuk mengetahui lebih jelas mengenai pembagian tugas dan tanggung jawab dari masing masing divisi, maka berikut struktur organisasi dari perusahaan tersebut.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdasarkan gambar diatas dapat diketahui struktur dapat dijelaskan tugas, wewenang dan tanggung jawab anggota organisasi sebagai berikut

1. Direktur utama

Direktur utama bertanggung jawab atas keseluruhan penyelenggaraan aktivitas perusahaan. Tugas dan tanggung jawabnya adalah:

- a. Melakukan pengawasan terhadap jalannya organisasi perusahaan
- b. Menentukan kebijaksanaan secara umum yang menyangkut mengenai pengambilan keputusan mengenai kebijaksanaan perusahaan
- c. Mengkoordinir semua kegiatan yang ada di perusahaan
- d. Membuat rencana jangka panjang dan pendek untuk keberlangsungan perusahaan
- e. Memberikan persetujuan kepada manajer dalam hal pembelian, penjualan dan pemindahan hak milik atas harta tetap kepada pihak lain.

2. Manajer Operasional

Manajer Operasional bertanggung jawab dalam pengembangan, pengelolaan dan pengendalian sumber daya alam, karyawan dan teknologi. Tugas dan tanggung jawabnya adalah:

- a. Melakukan pelaksanaan dan pengendalian kegiatan
- b. Melakukan pengelolaan terhadap sumber daya perusahaan
- c. Melakukan pengembangan manajemen dan teknologi

3. Manajer keuangan

Manajer keuangan bertanggung jawab terhadap berbagai hal yang berhubungan dengan keuangan perusahaan. Tugas dan tanggung jawabnya adalah sebagai berikut:

- a. Menghubungkan perusahaan pada pasar keuangan
- b. Memajukan keuangan perusahaan
- c. Membantu perencanaan bisnis baik untuk jangka panjang maupun jangka pendek
- d. Melakukan pertanggung jawaban perhitungan rugi laba proyek

4. Manajer Produksi

Manajer produksi bertanggung jawab terhadap berbagai hal yang berkaitan dengan produksi proses. Tugas dan tanggung jawabnya adalah:

- a. Melakukan perencanaan dan pengorganisasian jadwal produksi
- b. Merancang, mengimplementasikan dan mengawasi strategi produksi
- c. Mengontrol dan mengawasi penggunaan bahan dan alat produksi
- d. Memimpin tim produksi.

5. Manajer Pemasaran

Manajer Pemasaran bertanggung jawab terhadap berbagai hal yang berkaitan dengan pemasaran produk. Tugas dan tanggung jawabnya adalah

- a. Merencanakan promosi dan penjualan serta strategi pemasaran perusahaan
- b. Menyusun dan membuat target rencana perusahaan
- c. Menganalisis pasar dan mengontrol hasil penjualan

6. QC dan QA

QC dan QA bertanggung jawab terhadap kualitas produk yang diproduksi oleh perusahaan. Sehingga dalam hal ini QC bertugas untuk memastikan bahwa kualitas produk yang diperjual belikan sudah sesuai dengan *standar* produk. Sedangkan QA bertugas untuk memastikan bahwa persyaratan kualitas sebuah perusahaan terpenuhi.

7. Administrasi Keuangan

Administrasi keuangan bertanggung jawab terhadap penyelenggaraan administrasi dan tata usaha dalam perusahaan. Tugas dan tanggung jawabnya adalah:

- a. Menyusun dan mengatur administrasi perusahaan
- b. Mencatat semua transaksi keuangan dalam buku jurnal dan buku perusahaan
- c. Menata, menyimpan dan menjaga semua dokumen yang berhubungan dengan keuangan
- d. Membuat laporan keuangan secara periodik.

8. Site Manager

Site manager bertanggung jawab terhadap pekerjaan dilapangan. Tugas dan tanggung jawabnya adalah:

- a. Pelaksana langsung terjun lapangan untuk melaksanakan proyek yang telah direncanakan
- b. Menunjuk orang-orang yang sesuai dengan kebutuhan untuk ikut dalam kegiatan pelaksanaan tersebut
- c. Mempertanggungjawabkan pelaksanaan proyek

9. Business Division

Business Division bertanggung jawab dalam pengembangan strategi bisnis.

Adapun tugas dan tanggung jawabnya yaitu:

- a. Membuat laporan rencana pemasaran serta biaya yang berhubungan dengan pemasaran
- b. Bertindak atas nama perusahaan untuk berhubungan dengan pihak luar dalam bidang pemasaran.

BAB V

UTILITAS

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya suatu proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan ketentuan yang berlaku. Adapun faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas yang meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

5.1 Unit Penyedia dan Pengelolaan Air (*Water treatment System*)

5.1.1. Unit Penyedia Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Benzaldehid ini, sumber air yang digunakan berasal dari Sumber Air Blutuk di daerah Tuban Jawa Timur. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai lebih relatif mudah, proses dan pengolahannya relatif lebih murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan air laut lebih mahal.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif lebih tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik biasanya akan digunakan untuk berbagai keperluan antara lain:

- Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
 - b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
 - c. Dapat menyerap sejumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume
 - d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin
 - e. Tidak terdekomposisi
- Air umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar

- b. Zat-zat yang dapat menyebabkan kerak (*Scale Forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi

- Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran Laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

Syarat fisika Air Sanitasi, meliputi:

- Suhu : Dibawah suhu udara ($27\text{ }^{\circ}\text{C}$)
- Warna : Jernih

- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

Syarat Kimia Air Sanitasi, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri

Adapun tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan ion *exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan kimia, yaitu:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, 87 koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan sludge (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *Blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *backwashing*.

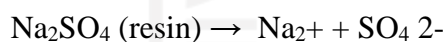
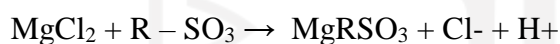
3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm.

Adapun tahapan-tahapan proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

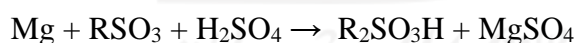
a. *Cation exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

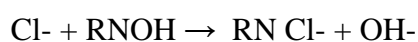
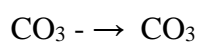
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

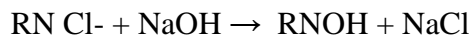
Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

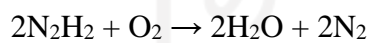
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler (boiler feed water)*.

d. Pendinginan

Air yang telah digunakan pada *Cooler*, temperaturnya akan naik akibat pelepasan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

5.1.2. Perhitungan kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin meliputi air pendingin yang dibutuhkan dalam proses pada setiap alat yang diperlukan air pendingin. Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooler</i>	CO-01	21,15
<i>Cooler</i>	CO-02	275,12
<i>Cooler</i>	CO-03	267,12
<i>Cooler</i>	CO-04	287,83
<i>Cooler</i>	CO-05	22,32

Condensor	CD-01	658
Condensor	CD-02	344
TOTAL		1.85

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi: $237,54 \times 120\% = 2166,94$ Kg/jam

Sedangkan *Make Up water*: 3,83 Kg/jam

Kebutuhan air pendingin secara kontinyu = 2188,17 kg/jam

1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Kebutuhan *steam* meliputi *steam* yang dibutuhkan dalam proses pada setiap alat yang memerlukan *steam*. Kebutuhan *steam* dapat dilihat pada Tabel

Tabel 5.2 Kebutuhn Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater</i>	HE-01	3,12
<i>Heater</i>	HE-02	0,98
<i>Heater</i>	HE-03	7,32
<i>Heater</i>	HE-04	0,72
Reboiler	RB-01	766
Reboiler	RB-02	634
TOTAL		1404,44

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air *Steam* menjadi : $1404,44 \times 120\% = 1685,33$ Kg/jam

Make Up steam (Make Up Steam + Blowdown) = 337,07 Kg/jam

Kebutuhan air pendingin secara kontinyu = 156,83 Kg/jam

Total Kebutuhan = 2022,39 Kg/jam

2. Kebutuhan Air Domestik

A. Kebutuhan Kantor

Dianggap 1 orang membutuhkan = 100 lt/jam
 Jumlah Karyawan = 125 orang (Sularso. P.15)
 Total Kebutuhan air untuk 125 orang karyawan = 125×100 liter/jam
 = 12.500 liter/jam

Maka kebutuhan air untuk karyawan per hari

= Total Kebutuhan air untuk karyawan X 24(jumlah jam / hari)
 = 12.500×24 liter/hari
 = 300.000 liter/hari

Jumlah Kebutuhan air untuk perkantoran = $(0.75 \times \text{Luas Bangunan} \times 24(\text{jam/hari}))$

Perkiraan Kebutuhan air kantor dapat dilihat dari tabel berikut:

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Kantor

Keterangan Penggunaan	Kebutuhan (lt/Hari)	Kebutuhan (lt/jam)
Bengkel	3600	150
Poliklinik	400	16,66
Laboratorium	2700	112,50
Pemadam Kebakaran	19200	800
Kantin, Mushola, dan Kebun	1500	62,50
Total Kebutuhan Air untuk kantor	27400	1141,66

B. Air Rumah Tangga

Diperkirakan perumahan sebanyak 32 rumah. Jika masing-masing rumah rata-rata dihuni 4 orang, maka kebutuhan air untuk perumahan tersebut sekitar:

Jumlah Rumah : 32 Rumah

Kapasitas rumah : 4 Orang

Kapasitas Air 1 orang diperkirakan : 200 kg/Hari (sularso,P.15)

Total Kebutuhan Rumah Tangga : 25600 kg/Hari

Maka Keperluan Domestik =

([Total kebutuhan air untuk karyawan + Total kebutuhan air kantor + Total kebutuhan rumah tangga] / 24)

[12500 + 27400 + 25600] : 24

= 2729 Kg/jam

C. Kebutuhan Air Total

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Total

No.	Keperluan	
1	Keperluan Proses	18,75
2	<i>Cooling Water</i>	1825
3	Untuk <i>Steam</i>	1404,4
4	<i>Domestic Water</i>	2729,17
	Total	5976,75

5.2 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekanan biasanya digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol yang bekerja secara pneumatik. Tekanan untuk tekanan udara biasanya sekitar 5,5 - 7,2 bar.

P udara tekanan dipilih : 6 bar

: 5,9 atm

: 87,04 Psi

T udara bertekanan : 30 °C

Konsumsi udara untuk 1 alat kontrol	: 1,69 m ² /jam
Jumah alat kontrol	: 13 buah
Udara yang dibutuhkan	: 22,08 m ³ /jam
Dibuat <i>Over design</i> sebesar 10%	
Dengan kebutuhan udara total	: 24,29 m ³ /jam

Kebutuhan dan kondisi udara yang dibutuhkan diperoleh dari kompresor sebagai pengering digunakan silica gel karena untuk menyerap *kandungan* air dalam udara sehingga diperoleh udara kering.

a. Pengolahan Limbah

1. Limbah Cair

Limbah yang keluar dari reaktor berupa gas HCl yang ditangkap oleh air di Absorber untuk dijual kembali sebagai larutan HCl.

2. Limbah Gas

Limbah gas yang dihasilkan berasal dari Absorber di tampung dalam *Flare System*. Sedangkan gas hasil pembakaran bahan bakar yang digunakan pada unit utilitas, untuk mengatasinya, asap yang dihasilkan dilewatkan melalui sebuah cerobong yang cukup tinggi dan disemprotkan dengan air untuk menangkap abu dan gas yang berbahaya, sehingga tidak mengganggu lingkungan dan masyarakat sekitar.

5.4. Spesifikasi Alat Utilitas

1. *Screening*/ Saringan

Fungsi: Menyaring kotoran yang berukuran besar, misalnya daun, ranting dan sampah lainnya

Bahan : Alumunium

Diameter Lubang : 1 cm

Panjang (p) : 10 ft

Lebar (l) : 8 ft

2. Bak Pengendapan

Fungsi: untuk menampung dan menyediakan air untuk diolah serta

mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.

Jenis : bak pengendap persegi panjang

Dimensi :

Volume : 47,94 m³

Dimensi

Tinggi (H) : 2,28 m

Panjang (p) : 4,57 m

Lebar (l) : 4,57 m

3. Bak Penggumpal

Fungsi : mengendapkan kotoran yang berupasubstansi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran

Jenis pengaduk: marine propeller 3 blade (brown. 507)

Diameter *impeller* (Di) : 2,32 ft

Jarak Tangki (Zi) : 1,74 ft

Jarak Cairan (Zt) : 6,28 ft

Jumlah Buffle (w) : 4 buah

Lebar Buffle : 0,23 ft

Jumlah *impeller* : 1 buah

4. Clarifier

Fungsi: Untuk tangki larutan menyiapkan dan menyimpan larutan alum serta mengendapkan gumpalan yang terbentuk di bak flokulator

Volume : 7,58 m³

Dimensi

Diameter : 2,13 m

Diameter kerucut : 2,13 m

Tinggi : 2,62 m

5. Sand Filter

Fungsi: Untuk mengendapkan fluida yang berbentuk flok terbawa dari sungai flokulasi serta menyaring partikel halus yang ada dalam air sungai.

Kecepatan: 255 gpm/ft² (brown hal. 230) dipilih pada kecepatan 4 gpm/ft²

Bahan : *Spheress*

Luas permukaan (A)	: 0,61 m ²
Dimensi	
Volume (V)	: 0,76 m ³
Tinggi (t)	: 0,57 m
Panjang (p)	: 1,15 m

6. Bak Penampungan Sementara

Fungsi: Menampung sementara *raw water* setelah disaring di *sand filter*

Jenis	: Bak persegi
Bahan	: Beton bertulang dan dilapisi porselin
Dimensi	
Volume (V)	: 6,84 m ³
Tinggi (t)	: 1,19 m
Lebar (l)	: 2,39 m
Panjang (p)	: 2,39 m

7. Bak Air Pendingin

Fungsi: Untuk menampung kebutuhan air pendingin

Jenis	: Bak Persegi Panjang
Kapasitas (Q)	: 0,93 m ³ /jam
Dimensi	
Volume (V)	: 1,1 m ³
Tinggi (t)	: 0,65 m
Lebar (l)	: 1,30 m
Panjang (p)	: 1,30 m

8. *Cooling Tower*

Fungsi: Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Kapasitas	: 0,93 gpm
Kecepatan Aliran	: 2-5 gl/min.ft ² (Brown. Hal 557)
Dipilih L'	: 3 gal/min.ft ²
Suhu masuk (T1)	: 30 °C
Suhu keluar (T2)	: 25 °C
Luas Permukaan (A)	: 0,14 m ²

Dimensi

Lebar (l) : 0,38 m

Tinggi (Z) : 1,42m

Panjang (p) : 0,83 m

Kecepatan Volume : 1002,76 lb/jam.ft²*Mass Velocity liquid* (L) : 1303,59 lb/jam.ft²

Ditetapkan L/G : 1.3

Rasio *mass velocity gas* udara dengan liquid (L : G) adalah 0.75-1.5 (Perry hall. 12-13)9. Blower *Cooling Tower*

Fungsi : Menghirup udara sekeliling untuk di kontrakan dengan air yang akan didinginkan.

Luas Permukaan (A) : 0,57 ft²

Power Motor : 0,02

Dipilih *standard* NEMA : 0,1 Hp

10. Tangki Klorinasi

Fungsi : Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit kedalam air untuk kebutuhan rumah tangga

Jenis : Berbentuk Tangki Silinder Beepengaduk

Kapasitas : 2,72 m²/jam

Dimensi

Volume : 3,27 m³ (*Over design* 20%)

Diameter : 1,6 m

Tinggi : 1,6 m

11. Tangki Air Bersih

Fungsi: Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Dimensi :

Volume : 78,6 m³ (*Dibuat Over design* 20%)

Diameter : 4,64 m

Tinggi : 4,64 m

Pengolahan Steam

1. Tangki Kation *Exchanger*

Fungsi : Untuk menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg.

Kapasitas : 2,03 m³/jam

Luas Penampang (A) : 1,49 ft²

Dimensi

Tinggi : 1,21 m

Diameter (D) : 0,42 m

Volume bed : 0,14 m³

Tebal : 0,18 in

2. Tangki Anion *Exchanger*

Fungsi: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO₄ dan NO₃

Kapasitas : 2,03 m³/jam

Luas Penampang : 1,78 ft²

Dimensi :

Tinggi : 1,01 m

Diameter : 0,46 m

Volume : 0,16 m³

Tebal : 1,87 in

3. Tangki H₂SO₄

Fungsi: Untuk menampung/ menyimpan larutan H₂SO₄ yang akan digunakan untuk regenerasi kation *Exchanger*

Jenis : Tangki Silinder

Dimensi :

Volume : 1,09 m² (Dibuat *Over design* 20%)

Diameter : 1,11 m

Tinggi : 1,11 m

4. Tangki NaOH

Fungsi : Menampung/ menyimpan larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi Anion *Exchanger*

Jenis : Tangki Silinder

Dimensi

Volume : 0,82 m³

diameter : 1,01 m

Tinggi : 1,01 m

5. Deaerator

Fungsi: Menghilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler

Jenis : Tangki Silinder

Kapasitas : 0,01 m³/jam

Dimensi :

Volume : 0,01 m³ (Dibuat *Over design* 20%)

Diameter : 0,23 m

Tinggi : 0,23 m

5. Tangki N₂H₄

Fungsi : menyimpan Larutan N₂H₄

Jenis : Tangki Silinder

Dimensi

Volume : 0,01 m

Diameter : 0,23 m

Tinggi : 0,23 m

6. Tangki Alat Proses

Fungsi : Menampung air untuk alat proses

Jenis : Tangki Silinder

Kapasitas : 0,01 m³/Jam

Dimensi :

Volume : 0,01 m³ (Dibuat *Over design* 20%)

Tinggi : 0,15 m

Lebar : 0,30 m

Panjang : 0,30 m

7. Tangki Penampungan Boiler

Fungsi : Menampung air dari anion *Exchanger*

Jenis : Tangki Silinder

Kapasitas : 0,01 m³/jam

Dimensi :

Volume : 0,01 m³ (Dibuat *Over design* 20%)

Tinggi : 0,13 m

Panjang : 0,27 m

Lebar : 0,27 m

8. Tangki Larutan Aluminium

Fungsi : menyiapkan dan menyimpan larutan Aluminium 5% untuk persediaan 1 minggu proses produksi

Jenis : Tangki Silinder

Dimensi :

Volume : 0,06 m³

Diameter : 0,34 m

Tinggi : 0,69 m

9. Tangki Kaporit

Fungsi: menampung kaporit selama 1 minggu yang akan di masukan kedalam tangki klorinasi.

Jenis : Tangki Silinder

Dimensi :

Volume : 0,01 m³

Diameter : 0,20 m

Tinggi : 0,20 m

10. Boiler

Fungsi : membuat saturated *steam*

Kapasitas : 16279 kg/jam

Bahan bakar : Solar

Kebutuhan bahan bakar : 0,98 m²/jam

Dimensi	:
Volume	: 0,01 m ³
Diameter	: 0,28 m
Tinggi	: 0,57 m

11. Pompa – 01

Fungsi : mengalirkan air dari *Screening* menuju bak pengendap awal

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 40%

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 15 Hp

12. Pompa – 02

Fungsi : mengalirkan air dari bak penggumpal menuju ke alat pemadam kebakaran

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20%

Efisiensi motor : 85 %

Power Pompa : 1,5 Hp

13. Pompa – 03

Fungsi : mengalirkan air dari bak penggumpal menuju *clarifier*

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 40 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,25 Hp

14. Pompa – 04

Fungsi : mengalirkan air dari *clarifier* menuju *sand filter*

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 85 %

Power Pompa : 0,05 Hp

15. Pompa – 05

Fungsi : mengalirkan air dari *sand* filter menuju ke bak penampungan sementara

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 28 %

Efisiensi motor : 87 %

Power Pompa : 0,13 Hp

16. Pompa – 06

Fungsi : mengalirkan air dari bak pengendap penampungan sementara menuju ke tangki area proses

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,25 Hp

17. Pompa – 07

Fungsi : mengalirkan air dari tangki alat proses ke alat proses

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,05 Hp

18. Pompa – 08

Fungsi : mengalirkan air dari bak penampungan sementara ke bak penampungan pendingin

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,5 Hp

19. Pompa – 09

Fungsi : mengalirkan air dari bak pendingin menuju ke *Cooling Tower*

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 87 %

Power Pompa : 0,5 Hp

20. Pompa – 10

Fungsi : mengalirkan air dari *Cooling Tower* menuju ke bak pendingin

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 40 %

Efisiensi motor : 87 %

Power Pompa : 0,5 Hp

21. Pompa – 11

Fungsi : mengalirkan air dari bak pendingin menuju ke alat proses

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa	: 20 %
Efisiensi motor	: 80 %
Power Pompa	: 0,5 Hp

22. Pompa – 12

Fungsi : mengalirkan air dari bak penampungan sementara menuju bak penampungan kation *Exchanger*

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa	: 20 %
Efisiensi motor	: 80 %
Power Pompa	: 0,08 Hp

23. Pompa – 13

Fungsi : mengalirkan air dari bak penampungan kation *Exchanger* menuju ke bak penampungan anion *Exchanger*

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan: *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa	: 20 %
Efisiensi motor	: 80 %
Power Pompa	: 0,08 Hp

24. Pompa – 14

Fungsi : mengalirkan air dari tangki anion *Exchanger* menuju ke tangki penampungan boiler

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan: *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa	: 20 %
Efisiensi motor	: 80 %
Power Pompa	: 0,05 Hp

25. Pompa – 15

Fungsi : mengalirkan air dari tangki penampung boiler menuju ke tangki deaerator

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 82 %

Power Pompa : 0,05 Hp

26. Pompa – 16

Fungsi : mengalirkan air dari deaerator menuju ke boiler

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 85 %

Power Pompa : 0,05 Hp

27. Pompa – 17

Fungsi : mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju ke tangki klorinasi

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa : 20 %

Efisiensi motor : 80 %

Power Pompa : 0,17 Hp

28. Pompa – 18

Fungsi : mengalirkan air dari tangki tangki klorinasi menuju ke tangki air bersih

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa	: 20 %
Efisiensi motor	: 80 %
Power Pompa	: 0,5 Hp

29. Pompa – 19

Fungsi : mengalirkan air dari tangki air bersih ke peralatan domestik

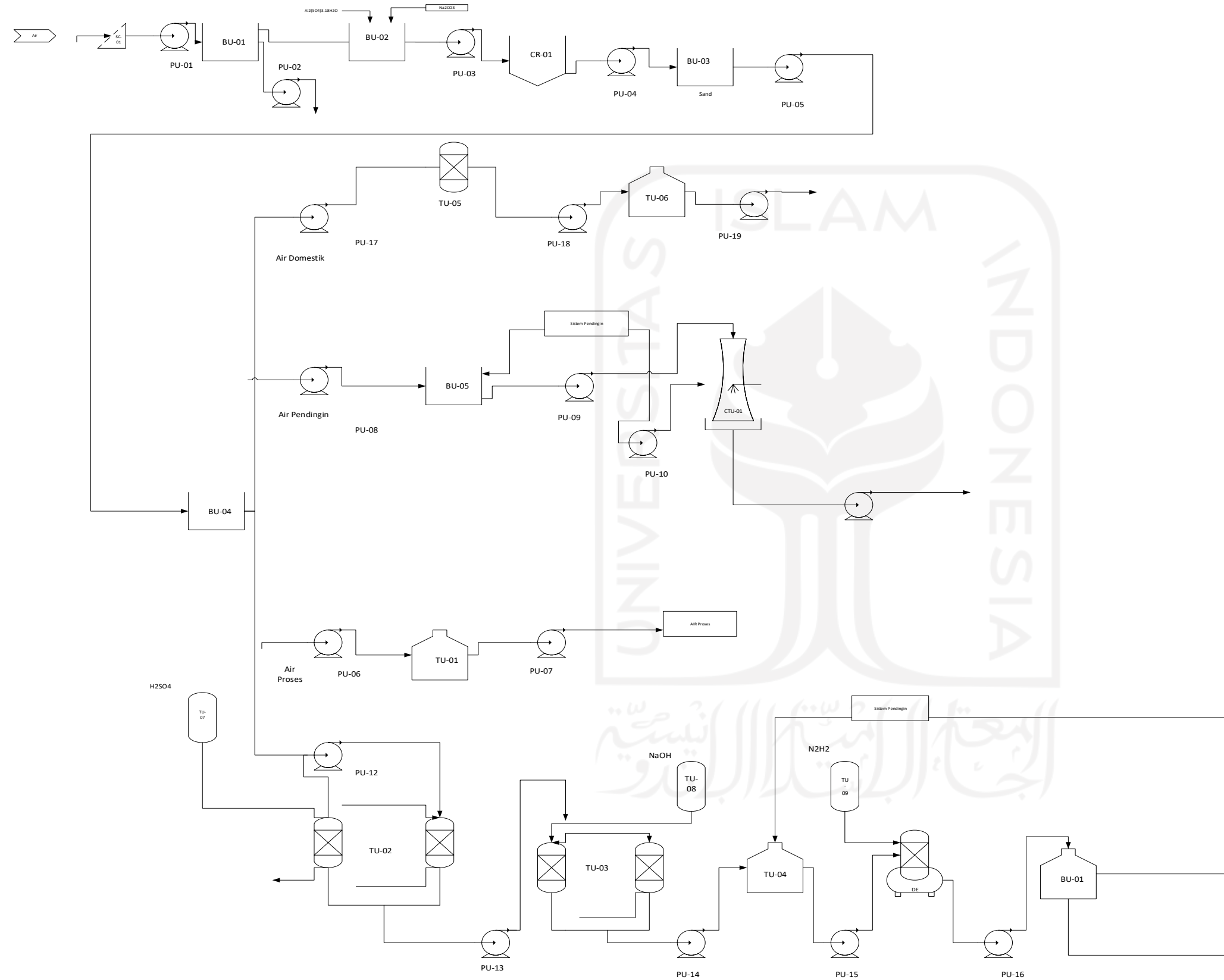
Jenis: *centrifugal pump*

Bahan : *comercial steal*

Jumlah: 2 Buah

Efisiensi pompa	: 20 %
Efisiensi motor	: 80 %
Power Pompa	: 0,13 Hp





Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air

Keterangan

SC	= <i>Screening</i>
BU 01	= Bak Pengendapan Awal
BU 02	= Bak Penggumpal
BU 03	= <i>Sand Filter</i>
BU 04	= Bak penampung Sementara
BU 05	= <i>Sand Filter</i>
CR	= Clarifier
PU	= Pompa
CTU	= <i>Cooling Tower</i>
TU 01	= Tangki Alat Proses
TU 02	= Tangki Penampung H ₂ SO ₄
TU 03	= Tangki Anion <i>Exchanger</i>
TU 04	= Tangki Penampung Sistem Pendingin
TU 05	= Tangki Penampung Boiler
TU 05	= Tangki Kloronisasi
TU 06	= Tangki Air Besar
TU 07	= Tangki H ₂ SO ₄
TU 08	= Tangki NaOH
TU 09	= Tangki N ₂ H ₄
DE	= Daerator

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi meliputi :

A. Modal, yang terdiri dari :

CAPITAL INVESTMENT

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

B. Biaya Produksi, yang terdiri dari:

1. *Manufacturing Cost* (MC), terdiri dari
 - a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
2. *General Expense* (GE)

C. Analisa Keuntungan

D. Analisa Kelayakan, yang terdiri dari :

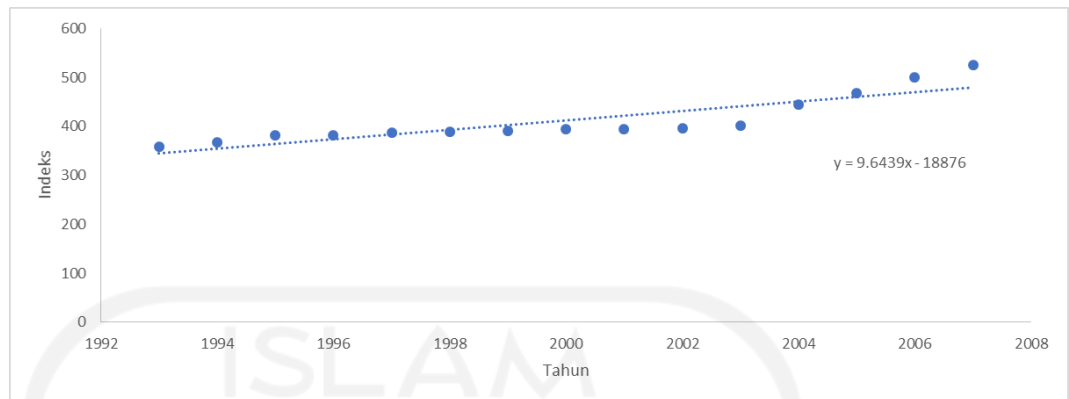
1. *Percent Return on Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Event Point* (BEP)
4. *Shut Down Point* (SDP)
5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

6.1 Penaksiran Harga Biaya Peralatan

Harga Peralatan selalu mengalami perubahan setiap tahunnya tergantung dengan kondisi ekonomi yang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir dari harga sebelumnya dikalikan rasio indeks harga dengan asumsi bahwa kenaikan harga setiap tahun adalah linier, sehingga didapat hasil berupa:

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

No	(Xi)	Index (Yi)
1	1993	359
2	1994	368
3	1995	381
4	1996	381
5	1997	386
6	1998	389
7	1999	390
8	2000	394
9	2001	394
10	2002	395
11	2003	402
12	2004	444
13	2005	468
14	2006	499
15	2007	525



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Tiap Tahun

Dengan asumsi kenaikan indeks linier, maka dapat diturunkan persamaan *least square* sehingga didapatkan persamaan linier berikut:

$$y = 9,6439x - 18876$$

Dengan

y=indeks harga

x=tahun pembelian

Dari persamaan tersebut diperoleh indeks harga ditahun 2027 adalah 685,19

Harga alat lainnya diperkirakan pada tahun 2027 dilihat dari grafik referensi adalah dengan mengestimasi harga alat tersebut pada masa sekarang digunakan persamaan

$$EX = EY \frac{NX}{NY}$$

Dimana:

EX= harga alat pada tahun x

EY = Harga alat di tahun y

NX = Harga Indeks di tahun x

NY = Harga Indeks di tahun Y

Asumsi yang dipakai dalam evaluasi ekonomi :

- | | |
|---|------------|
| 1. Umur alat | = 10 tahun |
| 2. Upah Tenaga Asing/jam | =\$ 5 jam |
| 3. Upah Tenaga Indonesia/jam | =Rp 20 jam |
| 4. Komposisi jumlah buruh
Tenaga Indonesia | = 95% |

Tenaga Asing	= 5%
5. Perbandingan keahlian pekerja (Asing : Indonesia = 1 : 2)	
6. Waktu operasi dalam setahun = 300 hari	= 7200 jam
7. Kurs Rupiah terhadap US Dollar 1 \$	=Rp 15.000

6.2 Perhitungan Evaluasi Ekonomi

A. FIXED CAPITAL INVESTMENT

Pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas produktif.

1. *Purchased Equipment Cost* (PEC) Harga pembelian alat proses dari tempat pembelian

a. Alat proses	=\$ 844.027,35
b. Alat utilitas	=\$ 1.700.806,86
Total PEC	=\$ 2.544.834.214
	=Rp 38.172.513.212.813

2. *Delivered Equipment Cost* (DEC)

Biaya pengangkutan (transport) (15% PEC)	=\$ 381.725
Biaya administrasi & pajak (10% PEC)	=\$ 254.483
Total DEC	=\$ 636.209

3. *Instalation Cost* (Biaya pemasangan)

Besarnya instalasi adalah 43 % dari *Purchased Equipment Cost* (PEC)

<i>Material</i>	=11 % x PEC
	=\$ 432.621.82
	=Rp 6.489.327,24
<i>Labor</i>	=32 % x PEC
	=\$ 814.347
Tenaga Asing	=\$ 40.717
Tenaga Indonesia	=Rp 6.189.036.809
	=\$ 412.602
Total Biaya Instalasi	=\$ 885.942
	=Rp 13.289.124.266,49

4. *Piping Cost* (biaya pemipaan)

Sistem	= <i>fluid</i>
Besarnya	=86 % x PEC
<i>Material</i>	=49 % x PEC
	=\$ 1.246.968,76
<i>Labor</i>	=37 % x PEC
	=\$ 992.485,34
Tenaga Asing	=\$ 49.624,27
Tenaga Indonesia	=Rp 7.542.888.611
	=\$ 502.859,24
Total Biaya Pemipaan	=\$ 1.799.452.27
	=Rp 26.991.784.092,78
5. <i>Instrumentation Cost</i> (Biaya Instrumentasi)	
<i>Extensive control</i> (instrumentation, 30 % PEC)	
<i>Material</i>	=24% x PEC
	=\$ 687.105,24
<i>Labor</i>	=6% PEC
	=\$ 203.586,74
Tenaga Asing	=\$ 10.179
Tenaga Indonesia	=Rp 1.547.259.202,23
	=\$ 103.150,61
Total Biaya Instrumentasi	=\$ 800.435,19
	=Rp 12.006.527.823
6. <i>Insulation Cost</i> (Biaya Isolasi)	
Insulasi (<i>insulation</i> , 8% PEC)	
<i>Material</i>	=3 % x PEC
	=\$ 127.241,71
<i>Labor</i>	=5 % x PEC
	=\$ 178.138,39
Tenaga Asing	=\$ 8.906,92
Tenaga Indonesia	=Rp 1.353.851.801,95
	=\$ 90.256,29

Total Biaya Insulasi = \$ 226.405,42
= Rp 3.396.081.259

7. *Electrical Cost* (Biaya Listrik)

Listrik (10-15 % PEC)

Total Biaya = 10 % PEC
= \$ 381.725,13
= Rp 5.725.876.182

8. *Building Cost* (Biaya bangunan)

Luas bangunan = 3397 m²
Harga bangunan = Rp 4,000,000 /m²

Total biaya bangunan = Rp 13.588.000.000,00
= \$ 905.866,67

9. *Land & Yard Improvement* (tanah dan perluasan lahan)

Luas tanah = 7000 m²
Harga tanah = Rp 1.500.000 /m² → BPN online
Total harga tanah = Rp 10.500.000,00
= \$ 700.000

Dari data-data diatas didapatkan *Physical Plant Cost* / PPC :

Tabel 6. 2 Tabel Physical Plant Cost

No	Jenis	Biaya (\$)
1.	Purchased Equipment cost	2.544.834,21
2.	Delivered Equipment Cost	636.028,55
3.	Instalasi cost	885.941,62
4.	Pemipaan	1.799.452,27

5.	Instrumentasi	90.256,79
6.	Insulasi	226,405,42
7.	Insulasi	381,725,13
8.	Bangunan	905.866,76
9.	<i>Land & Yard Improvement</i>	700.000,00
Total		\$ 8170.690,66
		Rp 122.560.359.917,99

10. *Engineering and construction*

Untuk PPC lebih dari US\$ 5.000.000, *Engineering and Construction* 20 %

PPC = \$ 164.138,13

=Rp 24.512.071.983,60

DPC (*Direct Plant Cost*) = PPC + *Engineering and construction*

= \$ 9.804.828,79

=Rp 147.072.431,90

11. *Contractor's fee* (4-10 % DPC)

Contractor's fee = \$ 1.372.676,03

=Rp 20.590.140.466,22

12. *Contingency* (10 % DPC)

Contingency = \$ 2.415.207,20

=Rp 36.768.107.975,40

Tabel 6. 3 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Fixed Capital	Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	9.804,82
2	<i>Contractor's Fee</i>	1.372,67
3	<i>Contigency</i>	2.451,20
Jumlah		13.628.71

Total *Fixed Capital Investment* (FCI) = \$ 13.628.712
 =Rp 204.430.680.343,20

1. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Merupakan pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk

a. *Raw Material* Bahan Baku

Tabel 6. 4 Kebutuhan Bahan Baku

Bahan	Kebutuhan		Harga Satuan (Rp)
	Kg/jam	kg/tahun	
Benzena	5.560	44035.200	16.500,00
Toluena	68.75	544.500.000	60.000
Klorin	137	1.085.040	24.000
ZnCl ₂	1,02	14280	100.500,00

b. Tenaga Kerja (aries & newton P.159)

Pekerja yang berhubungan langsung dengan produksi

Total biaya tenaga kerja =Rp 871.250.000,00
 =\$ 58.083,333

c. *Supervisor (10 - 25 % labor cost)*

<i>Biaya Supervisor</i>	=10% x <i>Labor</i>
	=Rp 87.125.000
	=\$ 5.808,333

d. *Maintenance (2 - 100 % FCI)*

<i>Maintenance</i>	= 2% x <i>Fixed Capital</i>
	=Rp 4.088.613.606,86
	=\$ 272.574,24

e. *Plant Supplies (15 % Maintenance)*

<i>Plant Supplies</i>	= 15% x <i>Maintenance cost</i>
<i>Plant Supplies</i>	=Rp 613.292.041.03

f. *Royalties and Patents (1 - 5 % sales price)*

<i>Penjualan Produk Utama Benzaldehid</i>	
<i>Produksi</i>	=496.000,00 kg/thn
<i>Harga</i>	=Rp 1.200.000,00
<i>Penjualan Produk</i>	=Rp 596.160.000.000,00/thn
<i>Penjualan Produk Samping Asam Benzoat:</i>	
<i>Produksi</i>	=403 kg/thn
<i>Harga</i>	=Rp 40.000 /kg
<i>Penjualan Produk</i>	=Rp 16.128.000.000/ thn
<i>Total Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	=Rp 13.818.053.569
	=\$ 921.204

4. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Merupakan pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk

a. *Payroll Overhead (15 - 20% Labor cost)*

Pengeluaran perusahaan untuk: pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, keamanan dan sebagainya.

<i>Payroll Overhead</i>	=Rp 174.250.000
	=\$ 11.616,67

b. Laboratory

Laboratory dibutuhkan untuk menjamin quality control, karenanya biaya tergantung dari produk yang dihasilkan.

Laboratory =Rp 174.250.000
 =\$ 11.616,67

c. Plant Overhead (50 - 100% Labor cost)

Biaya untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah: Biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan, dan *engineering*.

Plant Overhead =Rp 871.250.000
 =\$ 58.083.333

d. Packaging (4% - 40% sales price)

Biaya *container* untuk packaging tergantung dari sifat-sifat fisis dan *chemical* produk juga nilainya.

Packaging =Rp 244.915.200.000
 =\$ 16.327.680

Shipping (1% sales price)

Biaya shipping =\$ 408.192
 =Rp 6.122.880.000

Total *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* =Rp 252.083.580.000
 =\$16.805.572

5. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial *fixed capital investmen* dan harganya tetap tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi

a. Depreciation

Depreciation =Rp 20.443.068.034,32
 =\$ 1.361.871,20

b. Property Taxes

Property Taxes = Rp 4.088.613.607
 =\$272.574.24

c. *Insurance* (1 % FCI)

<i>Insurance</i>	=Rp 2.044.306.803
	=\$ 136.287,12
Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	=Rp 25.575.988.445
	=\$1.771.732,56
<i>Manufacturing cost</i> (MC)	= Rp 293.729.558.014
	=\$ 19.581.971

C. *WORKING CAPITAL*

Modal yang dibutuhkan untuk menjalankan pabrik secara normal

1. *Raw Material Inventory*

Persediaan bahan baku untuk kebutuhan produksi selama 1 bulan

<i>Raw Material Inventory</i>	= Rp 5.678.614.308
	=\$ 378.574.29

2. *Inproses Inventory*

Persediaan bahan baku dalam siklus proses produksi diestimasikan

1.5 x Total MC

<i>Inproses Inventory</i> = 1.5 x Total MC	=Rp 36.559.702.752
	=\$ 2.437.313,52

3. *Product Inventory*

Biaya penyimpanan produk sebelum dikirim ke konsumen (1 bulan)

<i>Produk Inventory</i> = ((1x30 hari)/300) x Total <i>Manufacturing cost</i>	
	=Rp 29.247.762.201,38
	=\$ 1.949.850,81

4. *Extended Credit*

Biaya yang dikeluarkan untuk kebutuhan pelayanan konsumen (1 bulan)

<i>Extended Credit</i> = (30/300) x penjualan produk	
	=Rp 61.228.800
	=\$ 4.081.920

5. *Available Cash*

Dana untuk pembayaran gaji, jasa dan material (1 bulan)

<i>Available Cash</i> = (30/300) x Total <i>Manufacturing Cost</i>	
--	--

	=Rp 29.247.762.201,38
	=\$ 1.949.850,81
Total <i>Working Capital</i> (WC)	=Rp 161.962.641.46
	=\$ 10.797.509,43

D. GENERAL EXPENSIVE

yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

a. Administration

Biaya administrasi penggajian, audit	=Rp 12.245.760.000
	=\$ 816.384

b. Sales Expense

Penjualan, distribusi, <i>advertising</i>	=Rp 153.072.000.000
	=\$ 10.204.800.00

c. Research

Riset atau litbang	= Rp 17.144.064.000
	=\$ 1.149.937,60

d. Finance

Biaya untuk membayar bunga pinjaman bank atau <i>dividen</i> para pemegang saham	
<i>Finance</i>	=\$ 977.048,86
	=Rp 14.655.732.872,21

Total *General Expense*

	=Rp 197.117.556.87
	=\$ 13.141.170,46

Total *Production Cost* =

<i>Manufacturing Cost</i> + <i>General Expense</i>	= Rp 489.595.178.886
	=\$ 32.639.678,59

ANALISA KEUNTUNGAN

Total penjualan	=Rp 612.288.000.000
Total <i>Production cost</i>	=Rp 489.595.178.886
Keuntungan sebelum pajak	=Rp 122.692.821.113,97

Pajak (20% dari keuntungan)	=Rp 24.538.564.223
Keuntungan setelah pajak	=Rp 98.154.246.891

E. ANALISA KELAYAKAN

1. *Return on Investment (ROI)*

a. ROI Sebelum Pajak

ROI b =60 %

b. ROI Sesudah Pajak

ROI a =48,01 %

2. *Pay Out Time (POT)*

a. POT Sebelum Pajak

POT b =1,43 tahun

b. POT Sesudah Pajak

POT a =1,7 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

a. *Fa (Fixed Cost)*

Depresiasi =Rp 20.443.068.034

Property Taxes =Rp 4088.613.607

Asuransi =Rp 2044.306.803

TOTAL Nilai Fa =Rp 47.019.056.479

b. *Ra (Regulated Cost)*

Gaji Karyawan =Rp 871.250.000

Payroll Overhead =Rp 174.250.000

Supervision =Rp 87.125.000

Plant Overhead =Rp 871.250.000

Laboratorium =Rp 174.250.000

General Expense =Rp 197.117.556.872

Maintenance =Rp 4.088.613.607

Plant Supplies =Rp 613.292.041

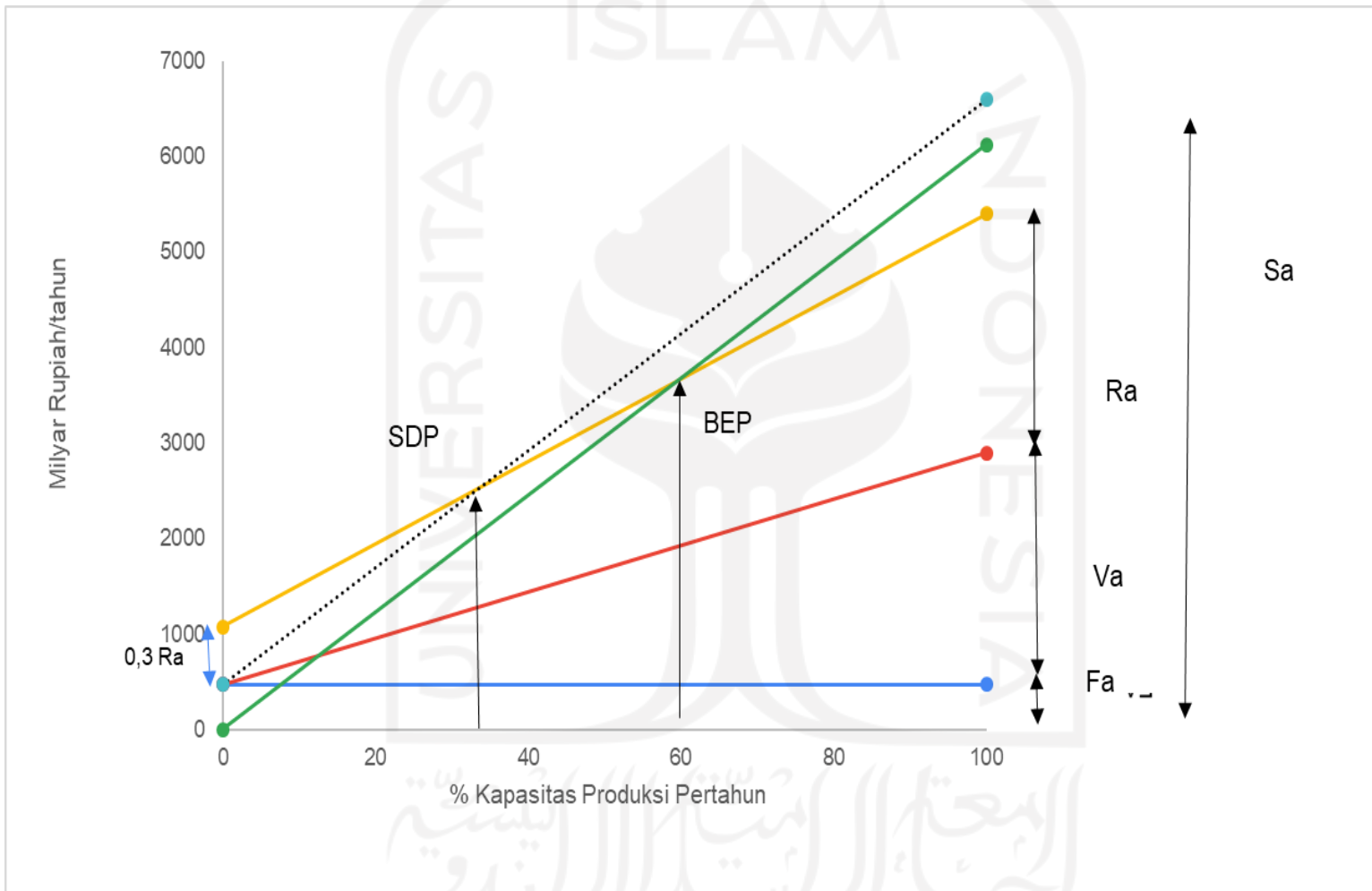
TOTAL Nilai Ra =Rp 203.997.587.520

c. *Va (Variabel Cost)*

<i>Raw Material</i>	=Rp 5.678.614.308
<i>Packaging</i>	=Rp 244.915.200.000
<i>Shipping</i>	=Rp 6.122.880.000
<i>Royalty & Patent</i>	=Rp 30.614.400.000
TOTAL Nilai Va	=Rp 289.365.987.229
d. Sa (Sales)	=Rp 612.288.000.000
maka, BEP	= 59,73%
4. <i>Shut Down Point (SDP)</i>	
SDP	= 33,72%
5. <i>Discounted Cash Flow Rate</i>	
Umur Pabrik (n)	= 10 tahun
<i>Salvage Value</i> = Depresiasi	= Rp 20443.068.034
<i>Cash Flow</i> =	
<i>Annual profit</i> + Depresiasi + <i>Finance</i>	= Rp 133.931.165.951
<i>Working Capital</i>	= Rp 162.667.600.662
<i>Fixed Capital Investment</i>	= Rp 204.430.680.434
$i = 0,27$	
<i>Interest (i)</i> = 27 %	
Setting kelayakan :	
Harga bahan baku	= \$ 201.000.000kg/th
Harga produk	= \$ 41.017.920.000kg/th
Gaji karyawan	= Rp 956.250.000 /th

Tabel 6. 5 Kriteria Kelayakan

Kriteria	Terhitung	Persyaratan
ROI sebelum pajak	60,02%	Minimal 44% untuk Pabrik Beresiko Tinggi
ROI setelah pajak	48,01%	
POT sebelum pajak	1,43	Maksimum 2 tahun untuk Pabrik beresiko tinggi
POT setelah pajak	1,72	POT before taxes
BEP	59,73%	
SDP	33,72%	
DCFR	27%	



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Pabrik Benzaldehid dari toluena dan klorin digolongkan sebagai pabrik yang beresiko tinggi. Hal ini dapat dilihat dari segi sifat bahan baku yang berbahaya dan juga kondisi operasi berada pada suhu dan tekanan yang tinggi.

Berdasarkan Analisis ekonomi terhadap pabrik memberikan hasil sebagai berikut:

1. Keuntungan sebelum pajak: Rp 122.692.821.113,97
Keuntungan Sesudah pajak: Rp 98.154.256.891
2. ROI sebelum pajak sebesar: 60,02%
ROI setelah Pajak : 48,01%
Syarat ROI minimum pabrik beresiko tinggi sebelum pajak adalah 44% (Aries dan Newton, 1955)
3. POT sebelum pajak : 1,43 Tahun
POT setelah Pajak : 1,72 tahun
Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi adalah maksimal 2 tahun (Aries dan Newton, 1955)
4. *Break Event Point* pada 59,73% dan *Shut Down Point* pada 33,69%. Biasanya sebagian besar Bank Indonesia bersedia memberikan pinjaman modal untuk pendirian abrik jika BEP-nya antara 40-60%. Sedangkann syarat diijinkan SDP harus lebih kecil dari BEP.
5. *Discounted Cash Flow Ratio* sebesar 27%. Suku bunga Deposito bank Mandiri Pada Juli 2022 adalah sebesar 2,52%. Sehingga Batas DCFR minimum adalah sebesar 3,57%

Dari hasil Perhitungan Analisa Ekonomi diatas disimpulkan bahwa pabrik benzaldehid dengan kapasitas 500 ton/tahun layak didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman mengenai konsep dasar yang dapat memudahkan dalam hal perancangannya seperti pemilihan alat proses, alat penunjang, bahan baku, kondisi operasi dan lain lain. Selain itu juga harus melakukan pencarian data data yang lengkap sehingga mempermudah perancangan suatu pabrik kimia



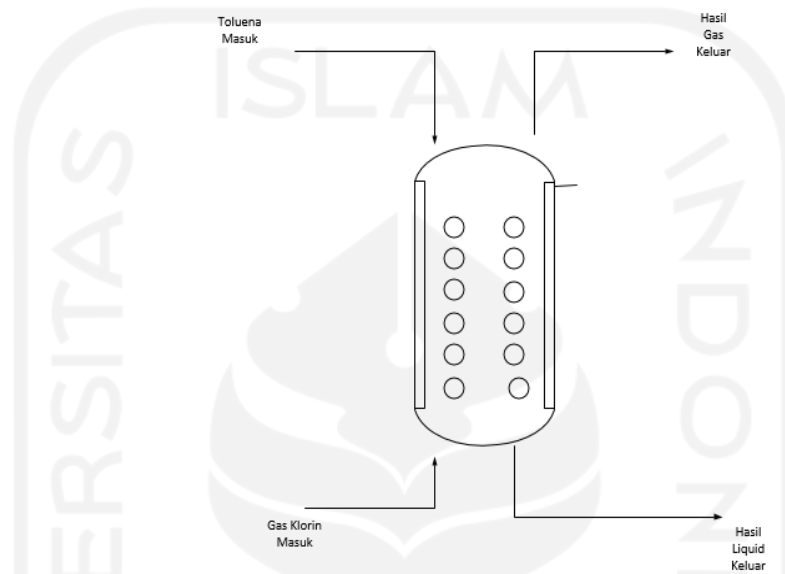
DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: Mc Graw Hill Book Company Inc.
- Badger, W. (1955). *Introduction to Chemical Engineering*. New York: Mc Graw Hill Book Company Inc.
- Brownell, L. E. (1959). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons Inc.
- Coulson, J.M. (1985). *An Introduction to Chemical Engineering Design* (Vol. 6). Pergamon Press, Oxford.
- D.M, H. (1989). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering* (5 ed.). Singapore: Prentice Hall International.
- G.A, A. (1960). *Shreve's Chemical Process Industries* (5 ed.). New York: Mc. Graw Hill Book Company Inc.
- Geanklopis, C. (1983). *Transport Processes and Unit Operations* (2 ed.). Boston: Allyn and Bacon Inc.
- Himmelblau, D. (1989). *Basic Principle and Calculations in Chemical Engineering*. Singapore: Prentice-Hall International.
- Kern, D. (1965). *Process Heat Transfer*. New York: Inted, Mc. Graw Hill Book Company Inc.
- Levenspiel, O. (1962). *Chemical Engineering* (2 ed.). New York: John Wiley & Sons Inc.
- Mc Cabe, W. (1956). *Unit Operation of Chemical Engineering*. Tokyo: 2 ed, Jhon Wiley & Book Company Inc.
- Mc. Ketta, J. (1978). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* (Vol. 0). New York: Marcell Decker Inc.
- Perry, C. (1973). *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (5 ed.). Singapore: Mc Graw Hill Book Company Inc.
- Peters. M.S., T. K. (2003). *Plan Design and Economic for Chemical Engineers* (5 ed.). New York: Mc Graw Hill.
- Badan Pusat Statistik. *Export - Import Sektor Industri*.
- Treybal, R. (1981). *Mass Transfer Operations* (3 ed.). New York: Mc Graw Hill Book Company Inc.
- Ulrich, G. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley & Sons Inc.
- Uncomtrade. *Kebutuhan Pabrik Benzaldehid di Dunia*.
- Van Ness, H. S. (1987). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (5 ed.). Singapore: Mc Graw Hill Book Company.

LAMPIRAN

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Perancangan reaktor (R-01)



Kode Alat: R-01

Jenis: Reaktor gelembung berupa kolom kosong dengan distributor gas berupa “*Perforated Plate*”

Pendingin: Koil yang dicelupkan, dengan air pendingin didalam pipa

Bahan: *Stainless steel SA 167 grade 3 type 304*)

Fungsi: Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan, mereaksikan toluena dengan klorina

Dengan asumsi :

- a. Operasi berjalan kontinyu
- b. Reaktor gelembung cocok untuk mereaksikan gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit yang direaksikan dengan cairan yang jumlahnya lebih besar.

- c. Di Dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap Plug Flow, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang lain ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selalu beragam

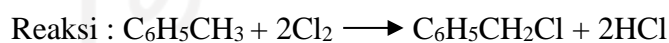
Kondisi Operasi:

Temperature = 100 °C

Tekanan = 4 atm

= 58,78 psi

1. Menghitung Neraca Massa



Masuk Reaktor

- Arus 1

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol	BM	Kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	0,56	0,60	92,14	52
C ₆ H ₆	0,07	0,07	78	5,56
H ₂ O	0,29	0,31	18	5,24
Cl ₂	0	0	71	0
HCL	0	0	36,45	0
C ₆ H ₅ CHCl ₂	0	0	161	0
C ₆ H ₅ CCl ₃	0	0	195,48	0
Total	0,921	1	652,07	166,80

- Arus 2

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol	BM	Kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	0	0	92,14	0
C ₆ H ₆	0	0	78	0
H ₂ O	0	0	18	0
Cl ₂	1,46	1	71	104

HCL	0	0	36,45	0
C ₆ H ₅ CHCl ₂	0	0	161	0
C ₆ H ₅ CCl ₃	0	0	195,48	0
Total	1,46	1	652,07	104

Keluar Reaktor

- Arus 3

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol	BM	Kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	0,01	0,01	92,14	1,04
C ₆ H ₆	0,03	0,02	78	2,46
H ₂ O	0,31	0,29	18	5,75
Cl ₂	0	0	71	0
HCL	0	0	36,45	0
C ₆ H ₅ CHCl ₂	0,43	0,40	161	70,00
C ₆ H ₅ CCl ₃	0,28	0,26	195,48	55,23
Total	1,07	1	652,07	134,48

- Arus 4

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol	BM	Kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	0	0	92,14	0
C ₆ H ₆	0	0	78	0
H ₂ O	0	0	18	0
Cl ₂	0	0	71	0
HCL	0,88	1	36,45	32,29
C ₆ H ₅ CHCl ₂	0	0	161	0

C ₆ H ₅ CCl ₃	0	0	195,48	0
Total	0,88	1	652,07	32,29

Neraca Massa total reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
C ₆ H ₅ CH ₃	52	0	1,04	0
C ₆ H ₆	5,56	0	2,46	0
H ₂ O	5,24	0	5,75	0
Cl ₂	0	104	0	0
HCl	0	0	0	32,29
C ₆ H ₅ CHCl ₂	0	0	70,00	0
C ₆ H ₅ CCl ₃	0	0	55,23	0
Total	166,80		105,87	

2. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Menggunakan Persamaan Arrhenius

Kecepatan Reaksi:

$K = 0,088 \text{ L.kmol/jam}$ (berdasarkan jurnal Chen.fet.al. 2010)

3. Menghitung Densitas dan Kecepatan Laju Alir Volumetric pada suhu 100 °C

Menghitung Viskositas Produk pada suhu Operasi

Kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor

$$Fv = \frac{m}{\rho}$$

m = kecepatan umpan masuk reaktor, (Kg/jam)

ρ = Densitas Komponen (Kg/L)

Menentukan densitas fase cair:

$$\rho L = A . B^{-\left(\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana:

T = Temperature Operasi (383 K)

T_c = Temperature Kritis

Komponen	A	B	C	D	μ , cP	$\mu \cdot x$
C ₆ H ₅ CH ₃	-5.1649	8.11E+02	1.05E-02	-1.05E-05	0.280971	0.8636594
Cl ₂	-0.7681	1.51E+02	-8.07E-04	4.08E-07	0.247553	0.7764674
H ₂ O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05	0.279114	0.8877902
C ₆ H ₆	-7.4005	1.18E+03	1.49E-02	-1.15E-05	0.5231560	12.617772
Total					1.3307946	15.145689

(Yaws,1999)

Menghitung Densitas Campuran T=100 °C									
KOMP	A	B	N	T _c	ρ_L (g/mL)	ρ_L (kg/m ³)	kg/jam	fraksi massa	ρ_L campuran (kg/m ³)
C ₆ H ₅ CH ₃	0,29	0,27	0,29	5917,9	1,10	1106,6	52	0,48	525,57
Cl ₂	0,56	0,27	0,28	417,15	2,07	2072,1	104	0,36	391,09
H ₂ O	0,34	0,27	0,28	647,13	1,26	1266,7	5,24	0,09	86,98
C ₆ H ₆	0,30	0,26	0,28	562,16	1,12	1124,0	5.56	0,05	41,09
Total	1,51	1,08	1,15	7544,34	1271	5574,8	166,8	1	1044,92

(Yaws. 1999)

4. Menentukan konsentrasi komponen umpan masuk reaktor

$$C \text{ komponen} = \frac{\text{mol komponen umpan masuk reaktor}}{Fv \left(\text{laju alir umpan. } \frac{L}{\text{jam}} \right)}$$

Komposisi umpan masuk reaktor

Nilai C_{ao} = 0,05

Nilai C_{bo} = 0,02

5. Menentukan Diffusivitas gas

$$DAL = \frac{7.4 \times 10^{-8} (\theta L x M b)^{0.5} (T)}{\mu L x V A^{0.6}}$$

(Coulson 1983. Vol 6:332)

Dimana:

Faktor Aosiasi (θL)	= 1
Berat Molekul Cairan (BM)	= 92,14 gr/gr.mol
Viskositas Cairan	= 0,28 gr/cm.dtk
Suhu Operasi	= 100 C = 373 K
Molekular Volume	= 0,01 cm ³ /mol
Disffusivitas gas ke cairan (DAL)	= 0,01

6. Menentukan Diameter Gelembung

Menentukan diameter gelembung dengan diameter Oriface:

Dengan Ketentuan $Db < 1$ mm (0,1 cm)

$$Ds = \left[\frac{6 x D O x \sigma}{g(\rho L - \rho G)} \right]^{1/3}$$

(Perry ed. 5 P.18-79)

Dengan ketentuan $Db > 25$ mm (2.5 cm)

$$\frac{KALxDb}{DAL} = 0,42 \left[\frac{\mu L}{\rho L x DAL} \right]^{0.5} \left[\frac{Db x \rho L x \Delta \rho x g}{\mu L^2} \right]^{1/3}$$

Dimana:

DO	= 1,5
Koefisien transfer massa (KAL)	= 0,04 cm/dtk
Diameter gelembung (Db)	= 0,01 cm
Difusifitas gas melalui cairan (DAL)	= 0,01 cm ² /dtk
Densitas cairan (ρL)	= 3,49 gr/cm ³
Densitas gas (ρG)	= 2,07 gr/cm ³
Selisih densitas ($\Delta \rho$)	= 1,42 gr/cm.dtk
Viskositas solvent (μL)	= 0,28 cm/s ²
Gravitasi bumi (g)	= 980 cm/s ²

7. Menentukan bilangan Hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Diffusifitas max melalui film}}$$

(Levenspiel ed.3. P. 534)

$$MH^2 = \frac{kxC_{Bo}DAL}{KAL^2}$$

Dimana :

Bilangan hatta (MH)	= 0,01
Konstanta kecepatan reaksi (k)	= 0,08 L/kmol/dtk
Konsentrasi cairan (CBo)	= 0,05 kmol/L
Difusifitas gas ke cairan (DAL)	= 0,01 cm ² /dtk
Koefisien transfer massa (KAL)	= 0,16 cm/dtk
Berlaku ketentuan jika	
MH > 2 difusi gas adalah faktor yang berpengaruh	

8. Menentukan Kecepatan Linier Gelembung

$$Q^{6/5} = \frac{Db^3 \pi x g^{3/5}}{1,378 x 6}$$

Dimana :

Kecepatan volumetric gas tiap lubang orifice (Q)	= 0,01 cm ³ /s
Diameter gelembung (Db)	= 0,04 cm
Gravitasi bumi (g)	= 980 cm/s ²

$$fb = \frac{Qxg(\rho L - \rho g)}{\pi x D_o x \sigma}$$

(Perry Ed. 5 P. 15-68)

Dimana:

Frekuensi gelembung (fb)	= 0,02 gelemb/dtk
Densitas cairan (ρL)	= 3,49 gr/cm ³
Densitas gas (ρg)	= 2,07 gr/cm ³
Diameter orifice (Do)	= 1,5 cm
Surface tension (σ)	= 19,36 dyne/cm
Kecepatan volumetric gas tiap lubang orifice (Q)	= 0,01 cm ³ /s
Gravitasi bumi (g)	= 980 cm/s ²

Volume Satu Gelembung:

$$V_o = \frac{\pi Db^3}{6}$$

Dimana :

Volume satu gelembung (V_o) = 0,01 cm³

Diameter gelembung (Db) = 0,04 cm

Menghitung Jumlah Oriface

$$Nb = \frac{Fv_x g}{V_o}$$

Dimana:

Jumlah Oriface (Nb) = 476791,30 buah

Volume satu gelembung (V_o) = 0,01 cm³

Kec. Laju Volumetric umpan masuk gas (Fvg) = 17,95 cm³/dtk

9. Menentukan rising velocity (terminal velocity)

$$\sqrt{\frac{2\sigma}{Dbx\rho L}} + \sqrt{\frac{gxDb}{w}}$$

(Treyball ed. 3 P142)

Dimana :

Terminal velocity (Vt) = 20,83 cm/dtk

Surface tension (σ) = 19,36 dyne/cm

Diameter gelembung (Db) = 0,04 cm

Densitas cairan (ρL) = 3,49 gr/cm³

Gravitasi bumi (g) = 980 cm/dtk²

Menghitung Reynold Gelembung (Re)

$$Re = \frac{\rho L X Db x Vt}{\mu L}$$

Dimana:

Bilangan Reynold (Re) = 10,82

Densitas cairan (ρL) = 3,49 gr/cm³

Diameter gelembung (Db) = 0,041 cm

Terminal velocity (Vt) = 20,83 cm/dtk

Viskositas solvent (μL) = 0,28 gr/cm.dtk

10. Menentukan diameter Sparger

Perhitungan Oriface:

Dipilih alat berupa perforated dengan susunan triangular pitch, alasan:

- Jumlah lubang tiap satuan luas lebih besar dari *square Pitch*
- Ukuran reaktor lebih kecil dan turbulensi terjamin

Diketahui :

diameter orifice (D_o) = 1,5 cm

Jumlah lubang orifice (N_{hole}) = 18276624,14 lubang

Jika P_t adalah jarak antara pusat lubang orifice := 1,87

$P_t = 1,25 \times D_o$

(Coulson vol.6.P521)

Dimana:

Jarak anatar pusat lubang orifice (P_t) = 1,87 cm

Diamter Oriface (D_o) = 1,5 cm

Luas Lubang Oriface:

$$L_o = \frac{1}{4} \pi D_o^2$$

Dimana:

Luas Lubang Oriface (L_o) = 1,52 cm²

Diameter Oriface = 1,5 cm

Pada Oriface susunan triangular pitch, diperoleh hubungan:

$$P_t^2 = CD^2 + \left(\frac{1}{2}pt\right)^2$$

$$CB = CD^2 + DB^2$$

$$CD = \frac{1}{2}\sqrt{3pt}$$

Menghitung luas ΔABC dengan rumus :

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4}\sqrt{3}x p^2$$

Luas ΔABC = 1,52 cm²

P_t = Jarak antara pusat lubang orifice

$$= 1,87$$

Menghitung luas lubang ΔABC dengan rumus :

$$\Delta ABC = \frac{1}{8} \pi x D_o^2$$

$$\text{Luas lubang } \Delta ABC = 0,88 \text{ cm}^2$$

$$\text{Diameter orifice (Do)} = 1,5 \text{ cm}$$

Jadi luas plate yang diperlukan tiap lubang (A_n) :

$$A_n = \frac{\text{luas 1 lubang oriface} \times \text{Luas lubang } \Delta ABC}{\text{Luas Lubang } \Delta ABC}$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} x D_o^2 x \frac{1}{4} \sqrt{3} x P t^2}{\frac{\pi}{8} x D_o^2}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} x P t^2$$

$$\text{Luas sparger yang diperlukan tiap lubang (An)} = 3,04 \text{ cm}^2$$

$$\text{Jarak antara pusat lubang orifice (Pt)} = 1,8 \text{ cm}$$

Luas sparger (A_{sp}) :

Jumlah lubang x luas plate yang diperlukan tiap lubang

$$A_{sp} = N_{hole} \times A_n$$

$$A_{sp} = 5,70 \text{ cm}^2$$

Dimana :

$$\text{Jumlah lubang orifice (Nhole)} = 18276624,14$$

$$\text{Luas plate yang diperlukan tiap lubang (An)} = 3,04 \text{ cm}^2$$

Diameter sparger (D_{sp}) :

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 x A_{sp}}{\pi}}$$

Dimana :

$$D_{sp} = \text{diameter sparger} = 2,69 \text{ cm} = 1,64 \text{ m}$$

$$A_{sp} = \text{luas sparger} = 5,70 \text{ cm}^2$$

Kecepatan supervisial gas dalam reaktor (V_{gs}) :

$$V_{gs} = \frac{F_{vg}}{A_{sp}}$$

Dimana :

Fvg = kecepatan volumetric gas = 17,95 cm³/dtk

Asp = luas sparger = 5,70 cm²

Vgs = kecepatan supervisial gas = 3,14 cm/dtk

Hold up gas (Hg):

$$Hg = \frac{Vgs}{Vgs + Vt}$$

(Ulmann's vol. B4)

Dimana :

Hg = hold up gas = 0,13

Vt = terminal velocity = 20,83 cm/dtk

Vgs = Kecepatan supervisial gas = 3,14 cm/dtk

11. Menentukan Koefisien transfer fase gas (Kag)

$$\frac{KagxPt}{Gm} x Sc^{0.56}$$

(Treybal ed. 3. P74 tabel 3.3)

Dimana :

Kag = koefisien transfer fase gas

Pt = tekanan total = 1,87 atm

Re = Reynold gelembung = 10,82

Gm = kecepatan massa molar = 3,14 kmol/jam.m²

$$Gm = \frac{Fmol CO2}{Asp}$$

Dimana :

Gm = kecepatan massa molar Cl₂ = 3,14 kmol/jam.m²

Fmol Cl₂ = umpan masuk ke reaktor Cl₂ = 17,95 kmol/jam

Asp = Luas sparger = 5,70 m²

Sc (Schmidt Number) :

$$\frac{\mu g}{\rho s x DAL}$$

(Treybal ed. 3 P68 tabel 32)

Dimana:

Schimidt number (Sc)	= 11,31
Viskositas gas (μg)	= 0,24 gr/cm.dtk
Densitas gas (ρg)	= 2,07 gr/cm ³
Difusifitas gas ke cairan (DAL)	= 0,01 cm ² /dtk
Maka Nilai Kag	= 0,01

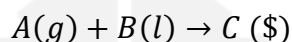
12. Menentukan Konstanta Henry (HA)

Harga HA Cl₂ :

Ekstrapolasi T 111 °C Diperoleh HA = $6,35 \times 10^{03}$ Pa.m³/mol

13. Menentukan volume dan ukurn reaktor

Persamaan kecepatan reaktor: S



(Levenspiel. ed. 3. P533)

Persamaan perancangan reaktor:

(A lost by gas) = (Blost by by liquid) = (Disapperance of by reaction)

$$F_i \cdot dY_A = F_i \cdot dX_B = (-r_A''') \cdot dV_r$$

$$F_i \cdot dX_B = (-r_A''') \cdot dV_r$$

$$V_r = F_L \int_{X_{B1}}^{X_{B2}} \frac{d \cdot X_B}{-R_A'''}$$

FL = Fbo = Kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, Kmol/jam

FL = Fbo = Cbo.FvL

Penentuan laju reaksi sebagai fungsi konsentrasi karena jumlah mol antara reaktan dan produk sama maka tidak terjadi perubahan volume selama

reaksi, V = Vo = Fv

Karena Umpan masuk A dan B ekuimolar, maka Fao = Fbo

$$C_b = \frac{F_B}{V} = \frac{F_{B0}(1-x)}{FV}$$

$$C_B = C_{B0}(1 - X_B).$$

Berdasarkan parameter bilangan Hatta, maka semua reaksi terjadi pada lapisan utama fase cair. Meskipun demikian, lapisan film tetap memberikan hambatan pada transfer zat A ke lapisan utama fase cair.

Jadi ketiga hambatan mempengaruhi kecepatan reaksi A :

$$-r_A = \frac{1}{\frac{1}{\frac{K A g a}{\text{Gas film resistance}}} + \frac{H A}{\frac{K A i a E}{\text{Liquid Film Resistance}}} + \frac{H A}{\frac{K C B f t}{\text{Liquid bulk resistance}}}} P_A$$

Maka diperoleh persamaan

$$-r_A'' = \frac{1}{\frac{1}{K A g . a} + \frac{H A}{K A i . a . E} + \frac{H A}{k . C B 0 (1 - X B) . f t}}$$

Dimana :

FL = Fbo = Kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor,
kmol/jam = 50,19 kmol/jam

FL = Fbo = Cbo.FvL = 2590,44 mol/m³

Konsentrasi B mula-mula umpan masuk (CBo) = 0,05 kmol/L

Kecepatan laju volumetric (FvL) = 50190,10 L/jam

Konversi reaksi (X) = 0,98

Konsentrasi A Setelah mula,(CA0) = 0,05 kmol/m³

Koefisien transfer massa fase cair (Kal) = 0,16 m/jam

Koefisien transfer massa fase gas (Kag) = 0,01 mol/jam.m².pa

Konstanta henry (Ha) = 6,35x10⁻⁰³ pa.m³/kmol

Konsentrasi bahan (Cl2) difase gas dinyatakan tekanan

(PA) = 101000 pa

k = Konstanta kecepatan reaksi = 0,08 l/kmol.dtk

E = *Enhancement factor* = 1

a = luas kontak gas dan cairan = 20 m²/m³

fl = volume fraksi cairan = 0,98

Ra= kecepatan reaksi A

Table 24.1 Characteristics of *G/L* Contactors (from Kramers and Westerterp, 1961).

Flow Pattern	Contactors	a (m^2/m^3)	$f_l = \frac{V_l}{V}$ (-)	Capacity	Comments
Counter Current Flow	Spray tower	60	0.05	Low	Good for very soluble gases high k_2/k_1
	Packed bed	100	0.08	High	Good all rounder, but must have $F_1/F_2 = 10$
	Plate tower	150	0.15	Medium-high	
	Staged bubble column	200	0.9	Low	Needs mechanical mixer or pulsing device. Good for slightly soluble gases and L_1/L_2 . Has low k_2/k_1 .
Cocurrent flow	Static mixer	200	0.2-0.8	Very high	Very flexible, little reported data $i_1 \approx i_2$.
Mixed flow of <i>L</i>	Bubble tank	20	0.98	Medium	Cheap to build
	Agitated tank	200	0.9	Medium	Cheap to build but needs a mechanical agitator

(Kramers and WesteRp ,1961)

Diperoleh hasil :

$$\frac{1}{K_{ag.a}} = 159,185 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol}$$

$$\frac{HA}{H_{al.a.E}} = 1,93 \times 10^{-03} \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol}$$

$$\frac{1}{K_{ag.a}} \frac{HA}{K_{al.E}} = 3,06 \times 10^{-01} \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol}$$

$$\frac{HA}{k_{Cao} (1-Xa).ft} \rightarrow \frac{5.0726E-07}{(1-XB)} = 2,70 \times 10^{-02} \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol}$$

Dari persamaan diatas maka diperoleh:

$$Vr = CBO \cdot FvL \int_{XB1}^{XB2} \frac{dXB}{\frac{1.42 \times 10^{06}}{1448616 + \frac{5.0726 \times 10^{-07}}{(1-XB)}}} = CBO \cdot FvL \int_{XB1}^{XB2} \frac{DXB}{y}$$

$$y = \frac{1.42 \times 10^{06}}{144,8616 + \frac{5072 \times 10^{07}}{(1-XB)}} \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \cdot \text{jam}$$

Jika digunakan metode Simpson's rule dengan 5 titik (n = 5) :

$$\int_0^{0.9} \frac{dXB}{y} = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y(x - 0)) + (4 \cdot y(x + \Delta x))$$

$$+ (2 \cdot y(x + 2\Delta x)) + (4 \cdot y(x + 3\Delta x)) + (1 \cdot y(x + 4\Delta x))]$$

$$\int_0^{0.9} (y^{-1})dXB = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y(x - 0)) + (4 \cdot y(x + \Delta x))$$

$$+ (2 \cdot y(x + 2\Delta x)) + (4 \cdot y(x + 3\Delta x)) + (1 \cdot y(x + 4\Delta x))]$$

$$\Delta X = \frac{X_2 - X_1}{n - 1} = 0.245$$

Dimana :

$$X_2 = 0,98$$

$$X_1 = 0$$

$$n = 5$$

$$= 3,06 \times 10^{01}$$

$$= 2,7 \times 10^{-01}$$

$$y = \frac{1.42 \times 10^{06} \text{ mol}}{144,8616 + \frac{5,072 \times 10^{-07} \text{ m}^3 \cdot \text{jam}}{(1 - XB)}}$$

X	1-XB	Y	Y Error
0,22	0,77	0,01	0
0,45	0,55	0,01	0
0,67	0,32	0,01	0
09	0,1	0,01	0
			$9,8 \times 10^{-05}$ m3.jam/mol

Volume reaktor:

$$Vr = CBO \cdot FvL \int_{CB1}^{CB2} \frac{DCB}{-rA}$$

Dimana :

konsentrasi B mula-mula umpan masuk (C_{b0}) = 0,051 mol/L

kecepatan laju volumetric fase cair (F_vL) = 50190,10 L/jam

$V_r = 0,25$ L

14. Menentukan waktu tinggal gelembung

$$\tau \frac{V}{FvL}$$

Dimana :

Waktu tinggal (t) = 0,02 jam = 1,3 menit

Volume reaktor (v) = 0,25 Liter

Kecepatan laju volumetric (F_vL) = 50,190,10 L/jam

15. Volume desain reaktor

Dimana :

Volume desain reaktor (V_t) = 0,29 liter

Hold up gas (H_g) = 0,13

Volume reaktor (V_{cairan}) = 0,25 liter

Dirancang untuk tingkat keamanan desain reaktor 20% (sebagai *over* desain) menjadi 120 %

V desain = 0,35 liter

Mencari diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume *over* desain reaktor berupa vessel yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk *torispherical* bentuk reaktor dipilih silinder tegak dengan $D : H = 1:2$

Volume Reaktor

$$\text{Vol. silinder} + (2 \times \text{Volume Head})$$

Diketahui :

Vol. Teoritis reaktor = 0,29 liter

Vol. Design reaktor = 0,35 liter

Volume silinder *shell* :

$$V_r = \frac{1}{4} \pi D r^2 \cdot H r$$

$$V_r = \frac{1}{4} \pi D r^2 \cdot 2 \cdot D r$$

Maka diameter reaktor:

$$Dr = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Vr}{2 \cdot \pi}}$$

$$Dr = 0,06 \text{ dm}$$

$$Hs = 0,18 \text{ dm}$$

Dengan mempertimbangkan aspek finansial maka di ambil Dr:

$$Dr = 0,07 \text{ dm}$$

$$Hs = 2,22 \text{ dm}$$

Volume *head to straight flange* (V_h):

$$V_h = 0.000049 \cdot Dr^3$$

$$V_h = 2,023 \times 10^{-08} \text{ dm}^3$$

(Brownell & Young, P.88, Eq.51.1)

Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam *shell* adalah volume cairan dan gas – volume di *head* bagian dasar.

$$= V_t - V_h$$

$$= 0,29 \text{ Liter}$$

$$Ar = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$Ar = 0,05$$

Tinggi cairan dan gas dalam reaktor sebelum ada koil

$$\frac{\text{Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell}}{\text{Luas Penampang reaktor}}$$

$$= 4,99 \text{ dm}$$

16. Menentukan *Pressure Drop*

Pressure Drop gas melalui orifice (ΔP_o)

$$\Delta P_o = 0.5 \times \frac{\rho g \cdot V_o^2}{0.9} = 0,07422$$

Pressure Drop gas untuk mengetahui tegangan muka (ΔP_σ)

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \cdot \sigma L}{Db} = 2793,654023$$

Pressure Drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostatik (ΔP_h)

$$\Delta P_h = \rho L \cdot g \cdot H = 2,18 \times 10^{01}$$

Pressure Drop total (ΔPt)

$$\begin{aligned}\Delta Pt &= \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta Ph = \\ &= 2.82 \times 10^3 \text{ Pa} \\ &= 2,78 \times 10^{-02} \text{ atm}\end{aligned}$$

17. Menentukan jarak sparger (perfolated plate) dengan dinding reaktor

$$ID = \frac{Dr \left(\sqrt{Asp \cdot \frac{4}{3.14}} \right)}{2}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}\text{Jarak sparger (ID)} &= 1,50 \text{ dm} = 0,15 \text{ m} \\ \text{Luas sparger (ASP)} &= 5,70 \text{ dm} \\ \text{Diameter reaktor (Dr)} &= 0,07 \text{ dm} = 0,01 \text{ meter}\end{aligned}$$

18. Mekanikal desain (Perancangan tebal dinding dan *head* reaktor)

Tebal dinding reaktor

Untuk bentuk *cylinder* (*cylindrical*) maka persamaan yang dipakai:

$$tx = \frac{P \cdot R}{S \cdot E \cdot -06 \cdot P} + C$$

(Rase & barrow, table 12.2, P202)

Dimana :

$$\begin{aligned}\text{Tebal dinding minimum (ts)} &= 6,89 \times 10^{-05} \text{ in} \\ \text{Tekanan desain (P) } 1,25 \times P \text{ operasi} &= 27,54 \text{ psig} \\ \text{Jari-jari dalam reaktor (R) } = 1,524 \text{ m} &= 44,9 \text{ in} \\ \text{Efisiensi sambungan (E)} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosif (umumnya dipkai } 1/8'') &= 0,125 \text{ in}\end{aligned}$$

Bahan yang dipakai adalah stainless stell karena bahan korosif digunakan untuk proses bertekanan tinggi dan dapat digunakan untuk diameter tangga yang besar yang mempunyai nilai:

$$\text{Max allowable stress (s)} = 18750 \text{ psi}$$

(Brownell & Young table 13.1 p 251)

Dipilih tebal dinding $3/4$ in

$$\text{Ts standard} = 6,899 \times 10^{-05} \text{ in} = 1,75 \times 10^{-06} \text{ m}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + (2 \cdot \text{ts standard})$$

$$\text{OD} = 1,506 \text{ in} = 0,0382 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 5,9290 \text{ in}$$

Tebal *head* reaktor

Jenis = triospherical *dishead head* / tebal dinding dihitung dengan persamaan:

$$tH = \frac{0.885 \cdot Pr}{S \cdot E - 0.1P} + C$$

Dimana ;

$$\text{Tebal head reaktor (Th)} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan desain (P)} = 27,555 \text{ psig}$$

$$\text{Radius of disk} = \text{OD (r)} = 1,506 \text{ in}$$

$$\text{Maximum allowed stress (s)} = 18750 \text{ psig}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,8$$

(Rase & Barrow, tabel 12.1 P200)

Factor korosif (umumnya dipakai 1/8") (C) = 0,25 in

Dipilih Th (tebal *head* reaktor) 3/12 in

Th *standard* 0.1875 in, maka diperoleh nilai *standar straight flange* (sf)

$$\text{Dr total} = 0,01 \text{ m} = 0,4 \text{ in}$$

Dari tH *standard* 0,18 in, maka diperoleh nilai *standard straight flange* (sf)

Antara 0,25 – 0,43 in, diambil :

$$\text{Nilai standar straight flange (sf)} = 0,37 \text{ m}$$

$$\text{Inside corner radius (icr)} = 2,5 \text{ in}$$

Hubungan flange dan *dishead heads* (*Torispherical dishead heads*):

(Brownell & Young, p.87)

Berlaku hubungan dimensional :

$$a = \frac{ID}{2} = 2,96$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 45,11$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (irc) = 0,46$$

$$BC = r - (irc) = 42,4$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 42,39$$

$$OA = tH \text{ Standard} + B + sf = 45,74 \text{ in}$$

Tinggi *Head* = 4,88

Volume Total Reaktor

A. Volume pada *straight flange* (V_{sf})

$$V_{sf} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot Sf$$

Volume *straight flange* (V_{sf}) = 0,66 in

Outside diameter (OD) = 1,50 in = 0,03 m

Nilai *standard straight flange* (sf) = 0.37 in = 14,76 m

B. Volume Total sebuah *head*

$V_{t \text{ head}} = V_{\text{head}} + V_{sf}$

$V_{t \text{ head}} = 0,67 \text{ dm}^3 = 0,01 \text{ m}^3$

$V_{\text{head}} = 2,023 \times 10^{-08} \text{ dm}^3 = 0,01 \text{ m}^3$

$V_{sf} = 0,67 \text{ dm}^3 = 0,01 \text{ m}^3$

C. Volume Reaktor

Volume total = V silinder reaktor + (2 x $V_{t \text{ Head}}$)

V total = 1,58 m³

V silinder reaktor = 0,25 m³

$V_{t \text{ head}}$ = 0,66 m³

D. Tinggi Total reaktor

Tinggi total reaktor = Tinggi *shell* + 2 Tinggi *head*

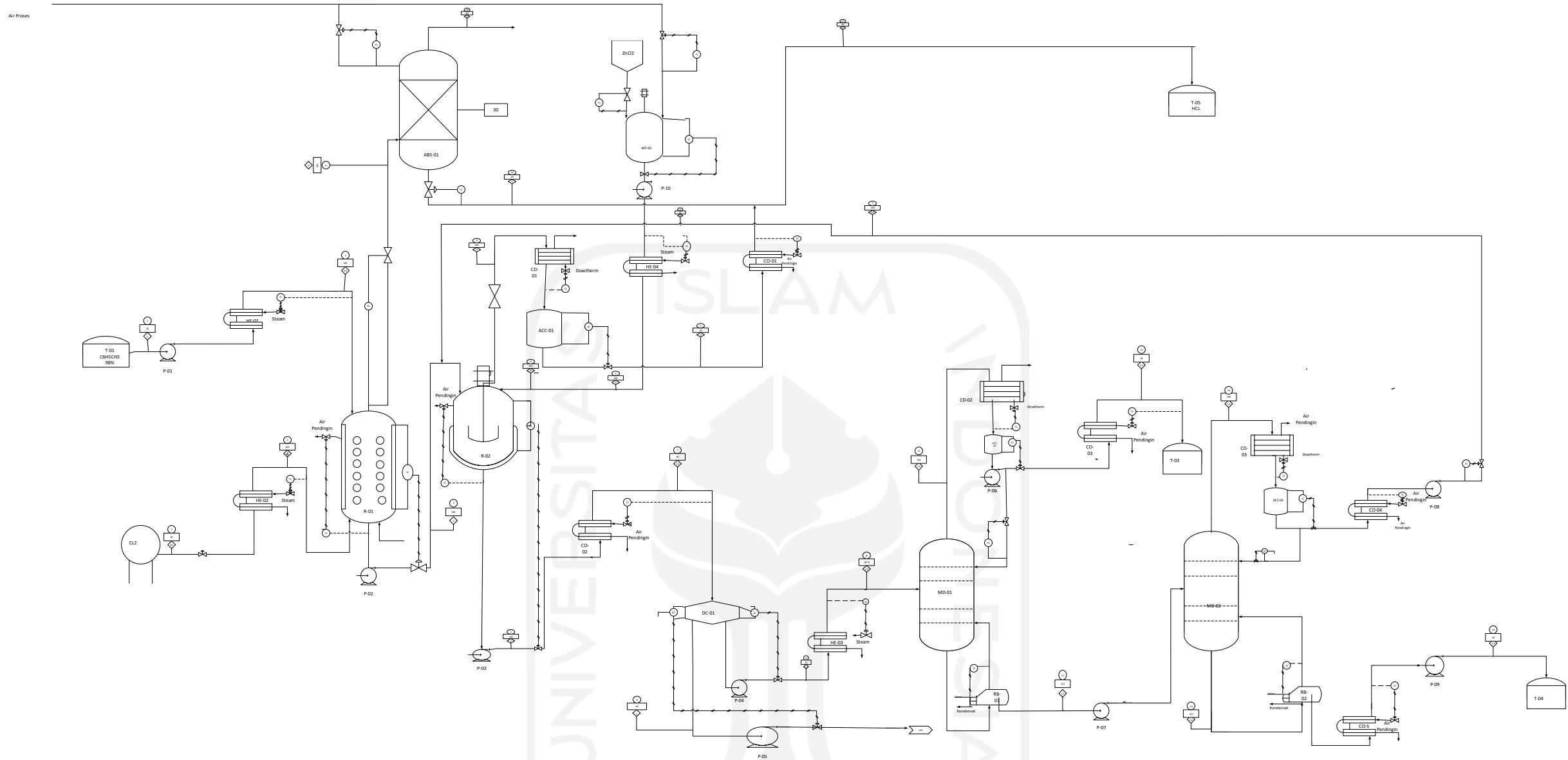
Tinggi total = 5,06 m

Tinggi *shell* = 0,18 m

Tinggi *head* = 4,88 m

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA PERANCANGAN PABRIK BENZALDEHID DARI TOLUENA KAPASITAS 500 TON/TAHUN



Komponen	Arus																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
C ₆ H ₅ CH ₃	68,7	-	1,37	-	-	-	1,37	-	1,37	-	-	1,37	-	-	-	-	-
C ₆ H ₆	5,56	-	-	5,56	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5,56	5,56
Cl ₂	-	137,5	-	1,08	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,08	-	-
H ₂ O	-	5,24	-	5,24	-	10,14	3,83	-	-	3,83	-	-	-	-	-	5,24	5,24
ZnCl ₂	-	-	-	-	-	1,10	0,08	-	-	0,08	-	-	-	-	-	-	-
HCl	-	-	-	32,4	-	-	-	40	-	-	-	-	-	-	-	32,4	72
C ₆ H ₅ CHCl ₂	-	-	91,40	-	0,36	-	2,25	-	2,25	-	0,90	1,35	0,54	0,36	-	-	-
C ₆ H ₅ CCl ₃	-	-	79,94	-	0,55	-	0,79	-	0,79	-	0,79	0,008	0,23	0,55	-	-	-
C ₆ H ₅ CHO	-	-	-	-	-	-	69	-	69	-	-	69	-	-	-	-	-
C ₆ H ₅ COOH	-	-	-	-	-	-	65	-	65	-	65	-	65	-	-	-	-

Keterangan Alat					
ABS	Absorber	MD	Menara distilasi	LC	Level Controller
ACC	Accumulator	MT	Mixing Tank	ILC	Indicator Level Controller
B	Bin	P	Pompa	PC	Pressure Controller
CD	Condensor	RB	Reboiler	TC	Temprature Controller
CO	Cooler	T	Tangki	◇	Tekanan (atm)
D	Decanter	ILC	Indicator Level Controller	■	Suhu (C)
H	Heat Exchanger	PC	Pressure Controller	□	Nomor Arus
MD	Menara Distilasi	FC	Flow Controller	+	Sinyal Pnumatik
		∩	valve	—	Sensor Listrik



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2022

PRA PERANCANGAN PABRIK
BENZALDEHID DARI TOLUENA
KAPASITAS 500 TON/ TAHUN

DISUSUN OLEH:
Rizkie Husti Ananda (18521075)
Annisa Handayani (18521104)

DOSEN PEMBIMBING
Dra.Kamariah, M.S
Dr. Diana, S.T.,M.Sc

