

**PRARANCANGAN PABRIK ASETANILIDA  
DARI ANILIN DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 40.000  
TON/TAHUN**

**(Skripsi)**

**Tugas Khusus  
Perancangan Reaktor (RE-101)**

**Oleh:**

**Shidiq Permana Jati**

**1915041042**



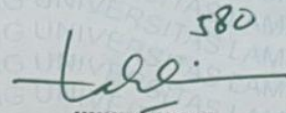
**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS LAMPUNG**

**2024**

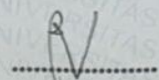
**MENGESAHKAN**

1. Tim Penguji

Ketua : **Taharuddin, S.T., M.Sc.**

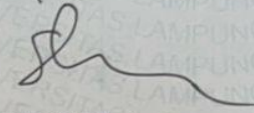
580  


Sekretaris : **Panca Nugrahini, S.T., M.T.**

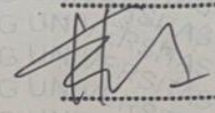


Penguji

Bukan Pembimbing : **Simpardin Br. G, S.T., M.T.**



**Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc.**



2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



**Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S. T., M. Sc.**

NIP. 197509282001121002



**Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 25 September 2024**



Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK ASETANILIDA  
DARI ANILIN DAN ASAM ASETAT  
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN  
(Perancangan Reaktor (RE – 101))**

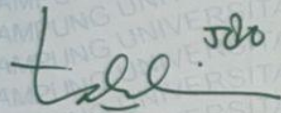
Nama Mahasiswa : **Shidiq Permana Jati**

Nomor Pokok Mahasiswa : 1915041042

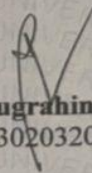
Jurusan : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik



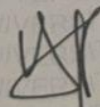


**Taharuddin, S.T., M.Sc.**  
NIP. 197001261995121001



**Panca Nugrahini, S.T., M.T.**  
NIP. 197302032000032001

Ketua Jurusan Teknik Kimia



**Yuli Darni, S.T., M.T.**  
NIP. 197407122000032001

dengan CamScanner

## PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atau pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain,kecuali yang tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh karya saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar, maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandarlampung, 4 Oktober 2024



Shidiq Permana Jati

NPM. 1915041042

## RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Bekasi, pada tanggal 15 November 2002 sebagai anak ketiga dari empat bersaudara dari Bapak Nursasih dan Ibu Asri Astuti. Penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar di SD Al Muslim (Tambun, Bekasi) pada tahun 2014, Sekolah Menengah Pertama di SMP Al Muslim pada tahun 2017, Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 2

Tambun Selatan. Pada tahun 2019 penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui jalur masuk Seleksi Bersama Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SBMPTN).

Selama menjalani masa perkuliahan, Penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan yaitu Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEMIA) FT Unila. Pada tahun 2020 – 2021 penulis menjadi Staf Departemen Minat dan Bakat, pada tahun 2021 – 2022 penulis menjabat sebagai Kepala Departemen Kerohanian HIMATEMIA FT Unila.

Dalam kegiatan perkuliahan, penulis melakukan Kerja Praktik di PT. Buma Cima Nusantara (PT. BCN Bungamayang), Lampung Utara pada tahun 2022 dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja Alat Defekaator I dan Defekator II”. Pada tahun 2022, penulis melakukan Kuliah Kerja Nyata

(KKN) di Desa Puseurjaya, Karawang Provinsi Jawa Barat. Selain itu, penulis melakukan Penelitian pada Tahun 2023 dengan judul “IMOBILISASI ENZIM ALFA-AMILASE PADA SILIKA MCF (*Mesostructured Cellular Foam*) ASAL BBA (*Bagasse Bottom Ash*) UNTUK HIDROLISIS PATI TAPIOKA”

## *Motto dan Persembahan*

*“why to be normal when you can be the greatest”*

*(Shidiq Permana Jati)*

*“Everything will be alright in the end. if it’s not all right, then  
it’s not the end”*

*(Dev Patel)*

*“If you know you are going to fail, then fail gloriously”*

*(Cate Blanchett)*

*“Hidup ini memang tidak adil maka biasakanlah dirimu”*

*(Patrick Star)*

*“Bermimpilah dalam hidup, jangan hidup dalam mimpi”*

*(Andrea Hirata)*

## *Sebuah Karya*

*Kupersembahkan dengan sepenuh hati:*

*Kepada Orang Tuaku, terimakasih banyak atas doa dan dukungannya yang tidak terhitung nilainya dan perjuangan serta jerih payah yang sudah diberikan kepada penulis yang tak terhingga.*

*Kepada Kakak dan Adikku, terimakasih sudah semangat dan motivasi kepada penulis selama ini.*

*Kepada Assya Nauri Des Harahap, terimakasih sudah memberikan banyak sekali motivasi dan semangat kepada penulis untuk menyelesaikan skripsi ini dan terimakasih untuk selalu menemani penulis dalam keadaan apapun dan dimanapun selama ini.*

*Civitas Akademis Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung, terimakasih atas ilmu dan pengalaman yang diberikan selama masa perkuliahan.*



## SANWACANA

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan banyak kenikmatan dan segalanya yang membuat penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun” dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk memperoleh derajat kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Lampung.

Penyusunan Tugas Akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan moral maupun spiritual dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang Maha Esa dan Maha Pengasih serta yang Maha Pemberi Rezeki.
2. Papah, mamah, abang, dan adik yang telah memberikan semangat kepada penulis untuk menyelesaikan skripsi ini.
3. Ibu Yuli Darni S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan untuk kelancaran proses belajar selama di kampus.
4. Ibu Lia Lismeri S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Akademik yang telah memberikan sarannya selama berada di kampus.

5. Bapak Taharuddin, S.T., M.Sc., sebagai Dosen Pembimbing I atas segala ilmu, kesabaran, saran dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
6. Ibu Panca Nugrahini F S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing II atas segala ilmu, kesabaran, saran dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
7. Ibu Simparmin Br.G, S.T., M.T., selaku Dosen Penguji I, atas segala ilmu, saran dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
8. Ibu Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc., selaku Dosen Penguji II, atas segala ilmu, saran dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
9. Seluruh Dosen dan Staff Teknik Kimia yang telah memberikan ilmu yang sangat bermanfaat dan membantu kelancaran dalam pengerjaan tugas akhir ini.
10. Terimakasih untuk diri sendiri, karena telah mampu melewati semua hal yang terjadi dalam penyusunan skripsi ini. Mampu berusaha keras sampai melewati batas dan mampu berjuang sampai titik ini.
11. Kepada seseorang yang sangat penting dan spesial, Assya Nauri Des Harhap. Terimakasih telah hadir untuk menjadi sosok terpenting penulis yang selalu memberikan semangat dan motivasi kepada penulis, terimakasih untuk selalu mendengarkan keluh kesah dari penulis selama proses pengerjaan skripsi ini, terimakasih telah menjadi sosok teman, sahabat, pasangan atau sosok apapun untuk membuat penulis terus bersemangat dan berjuang selama proses pengerjaan skripsi ini,

terimakasih telah menjadi saksi hidup penulis dalam proses pengerjaan skripsi ini. Semoga Allah dapat membalas semua kebaikan yang diberikan dan memberi keberkahan kepada Assya Nauri Des Harahap.

12. Muahmmad ferdian faleh sebagai partner tugas akhir, penelitian dan teman dekat selama kuliah atas segala rasa sabar dan menjadi teman diskusi yang sangat membantu penulis dalam menyelesaikan perkuliahan.
13. Sobat LABBERS (Sona, Galuh, Julius, George, Pradif, Rafidim, Faleh, Mutia, Hamdani, dan Niki) atas canda tawa dan susah senang yang dijalani serta motivasi, semangat, bantuan dan dukungannya kepada penulis. Semoga kita dipertemukan kembali dalam keadaan yang lebih baik suatu saat nanti.
14. Teman – teman seperjuangan angkatan 2019, atas bantuan dan dukungannya dalam segala hal yang diberikan kepada penulis.
15. Adik – adik dan kakak – kakak tingkat di Jurusan Teknik Kimia yang banyak memberikan bantuan dan cerita selama di kampus.
16. Semua pihak yang telah banyak membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Bandarlampung, 4 Oktober 2024

Penulis

Shidiq Permana Jati

## DAFTAR ISI

	Halaman
<b>COVER .....</b>	<b>i</b>
<b>ABSTRAK .....</b>	<b>ii</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>iii</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>vi</b>
<b>DAFTAR GAMBAR .....</b>	<b>xi</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xii</b>
 <b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Kegunaan Produk.....	3
1.3 Analisa Pasar.....	4
1.3.1 Kebutuhan Pasar dan Daya Saing Produk.....	5
1.4 Kapasitas Rancangan .....	8
1.5 Lokasi Pabrik .....	11
 <b>BAB II DESKRIPSI PROSES</b>	
2.1 Proses Pembuatan Asetanilida.....	15
2.1.1 Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat Anhidrid dan Anilin.....	15
2.2.2 Proses Pembuatan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat.....	16
2.2 Pemilihan Proses .....	18
2.2.1 Perhitungan Ekonomi Kasar Berdasarkan Harga Bahan Baku .....	18
2.2.2 Analisis Termodinamika .....	25
2.2.2.1 Proses Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat Anhidrid dan Anilin .....	28

2.2.2.2 Proses Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat dan Anilin .....	32
2.2.3 Analisis Kinetik .....	39
2.2.4 Perbandingan Beberapa Parameter dan Kondisi Operasi.....	39
2.3 Uraian Singkat Proses Pembuatan Asetanilida.....	41
2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku .....	42
2.3.2 Tahap Reaksi.....	42
2.3.3 Tahap Pembuatan dan Kristalisasi .....	43
2.3.4 Tahap Pemurnian dan Penyimpanan.....	44

### **BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK**

3.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	45
3.1.1 Anilin .....	45
3.1.2 Asam Asetat .....	46
3.2 Spesifikasi Produk.....	47
3.2.1 Asetanilida .....	47
3.2.2 Air .....	48

### **BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI**

4.1 Neraca Massa .....	51
4.1.1 Reaktor (RE-101).....	51
4.1.2 Menara Distilasi (MD-201).....	51
4.1.3 Condensor (CD-201).....	52
4.1.4 Reboiler (RB-201).....	52
4.1.5 Splitter (SP-201) .....	53
4.1.6 Crystallizer (CR-201).....	53

4.1.7 Rotary Vacuum Filter (RVF-201).....	54
4.2 Neraca Energi.....	54
4.2.1 Heater (HE-101).....	54
4.2.2 Heater (HE-102).....	55
4.2.3 Reaktor (RE-101).....	55
4.2.4 Menara Distilasi (MD-201).....	56
4.2.5 Cooler (CO-201).....	56
4.2.6 Heater (HE-201).....	56
4.2.7 Crystallizer (CR-201).....	57

## **BAB V SPESIFIKASI ALAT**

5.1 Storage Tank $C_6H_5NH_2$ (ST-101).....	58
5.2 Storage Tank $CH_3COOH$ (ST-102).....	59
5.3 Reaktor (RE-101).....	60
5.4 Expansion Valve (EXV-101).....	61
5.5 Menara Distilasi (MD-201).....	62
5.6 Condensor (CD-201).....	63
5.7 Reboiler (RB-201).....	63
5.8 Accumulator (AC-201).....	64
5.9 Crystallizer (CR-201).....	65
5.10 Rotary Vacuum Filter (RVF-201).....	66
5.11 Bin Asetanilida (BIN-301).....	66
5.12 Screw Conveyor (SC-201).....	67
5.13 Bucket Elevator (BE-301).....	68
5.14 Belt Conveyor (BC-301).....	69

5.15 Belt Conveyor (BC-302) .....	70
5.16 Heater (HE-101) .....	70
5.17 Heater (HE-102) .....	71
5.18 Heater (HE-201) .....	72
5.19 Cooler (CO-201).....	73
5.20 Pompa Proses (PP-101) .....	73
5.21 Pompa Proses (PP-102) .....	74
5.22 Pompa Proses (PP-103) .....	75
5.23 Pompa Proses (PP-201) .....	75
5.24 Pompa Proses (PP-202) .....	76
5.25 Pompa Proses (PP-203) .....	77

## **BAB VI UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH**

6.1 Unit Pendukung Proses.....	78
6.2 Unit Pengolahan Limbah.....	98
6.3 Laboratorium .....	100
6.4 Instrumentasi dan Pengendalian Proses.....	104

## **BAB VII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

7.1 Lokasi Pabrik.....	107
7.1.1 Bahan Baku .....	107
7.1.2 Bahan Baku .....	108
7.1.3 Utilitas .....	108
7.1.4 Pemasaran .....	108
7.1.5 Transportasi.....	108
7.1.6 Keadaan Iklim dan Tanah .....	109

7.1.7 Perizinan.....	109
7.2 Tata Letak Pabrik .....	109
7.2.1 Area Proses .....	110
7.2.2 Area Penyimpanan .....	110
7.2.3 Area Laboratorium.....	110
7.2.4 Area Utilitas .....	111
7.2.5 Area Perkantoran.....	111
7.2.6 Area Fasilitas Umum.....	111
7.2.7 Area Pengembangan.....	111
7.2.8 Pos Keamanan.....	111
7.3 Estimasi Area Pabrik .....	112

## **BAB VIII SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN**

8.1 Bentuk Perusahaan .....	114
8.1.1 Perusahaan Perseorangan .....	114
8.1.2 Perusahaan Firma.....	114
8.1.3 Perusahaan Komanditer .....	115
8.1.4 Perusahaan Terbatas (PT) .....	115
8.2 Stuktur Organisasi Perusahaan .....	116
8.3 Tugas dan Wewenang.....	119
8.3.1 Pemegang Saham .....	119
8.3.2 Board of Commissioners.....	119
8.3.3 Presiden Director.....	119
8.3.4 Kepala Bagian .....	121
8.3.5 Kepala Seksi.....	121



8.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian.....	122
8.4.1 Status Karyawan .....	122
8.4.2 Penggolongan Gaji.....	122
8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	123
8.5.1 Karyawan Regular.....	123
8.5.2 Karyawan Shift .....	123
8.6 Penggolongan Karyawan dan Jumlah Karyawan .....	125
8.6.1 Penggolongan Jabatan.....	125
8.6.2 Perincian Jumlah Karyawan.....	125
8.7 Kesejahteraan Karyawan .....	127
8.7.1 Gaji Pokok.....	127
8.7.2 Tunjangan.....	127
8.7.3 Kesehatan dan Keselamatan Kerja.....	128

## **BAB IX INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI**

9.1 Investasi.....	131
9.2 Evaluasi Ekonomi.....	135
9.2.1 <i>Return On Investment (ROI)</i> .....	135
9.2.2 <i>Pay Out Time (POT)</i> .....	136
9.2.3 <i>Break Even Point (BEP)</i> .....	136
9.2.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	136
9.2.5 <i>Discounted Cash Flow (DCF)</i> .....	137

## **BAB X KESIMPULAN DAN SARAN**

10.1 Kesimpulan.....	156
10.2 Saran.....	157

**DAFTAR PUSTAKA**

**LAMPIRAN A**

**LAMPIRAN B**

**LAMPIRAN C**

**LAMPIRAN D**

**LAMPIRAN E**

**LAMPIRAN F**

## DAFTAR TABEL

	Halaman
<b>Tabel 1.1</b> Perusahaan Penghasil Asetanilida di Dunia .....	4
<b>Tabel 1.2</b> Pabrik Cat di Indonesia Pada Tahun 2022.....	6
<b>Tabel 1.3</b> Pabrik Karet di Indonesia Pada Tahun 2022.....	7
<b>Tabel 1.4</b> Pabrik Plastik di Indonesia Pada Tahun 2022.....	7
<b>Tabel 1.5</b> Jumlah Kebutuhan Asetanilida di Indonesia.....	9
<b>Tabel 2.1</b> Daftar Harga Bahan Baku dan Produk.....	18
<b>Tabel 2.2</b> Data Energi Pembentukan pada Tekanan 1 atm dan suhu 298 K	26
<b>Tabel 2.3</b> Data Energi Gibbs pada Tekanan 1 atm dan suhu 298 K .....	27
<b>Tabel 2.4.</b> Data Cp (Kj/Kmol.K) Masing-Masing Komponen.....	29
<b>Tabel 2.5</b> Data Pembentukan pada Tekanan 1 atm dan suhu 298 K.....	32
<b>Tabel 2.6</b> Data Energi Gibbs pada Tekanan 1 atm dan Suhu 298 K.....	33
<b>Tabel 2.7</b> Data Cp (Kj/Kmol.K) Masing-Masing Komponen.....	35
<b>Tabel 2.8</b> Perbandingan Kondisi Operasi Masing-Masing Proses.....	40
<b>Tabel 4.1.</b> Neraca Massa Reaktor (RE-101).....	51
<b>Tabel 4.2</b> Neraca Massa Menara Distilasi (MD-201).....	51
<b>Tabel 4.3</b> Neraca Massa Condensor (CD-201).....	52
<b>Tabel 4.4</b> Neraca Massa Reboiler (RB-201).....	52
<b>Tabel 4.5</b> Neraca Massa Splitter (SP-201).....	53
<b>Tabel 4.6.</b> Neraca Massa Crystallizer (CR-201).....	53
<b>Tabel 4.7.</b> Neraca Massa Rotary Vacuum Filter (RVF-201).....	54

<b>Tabel 4.8</b> Neraca Energi Heater (HE-101).....	54
<b>Tabel 4.9</b> Neraca Energi Heater (HE-102).....	55
<b>Tabel 4.10</b> Neraca Energi Reaktor (RE-201).....	55
<b>Tabel 4.11.</b> Neraca Energi Menara Distilasi (MD-201).....	56
<b>Tabel 4.12.</b> Neraca Energi Cooler (CO-201).....	56
<b>Tabel 4.13.</b> Neraca Energi Heater (HE-201).....	56
<b>Tabel 4.14.</b> Neraca Energi Crystallizer (CR-301).....	57
<b>Tabel 5.1</b> Spesifikasi Storage Tank $C_6H_5NH_2$ (ST-101).....	58
<b>Tabel 5.2</b> Spesifikasi Storage $CH_3COOH$ (ST-102).....	59
<b>Tabel 5.3</b> Spesifikasi Reaktor (RE-101).....	60
<b>Tabel 5.4</b> Spesifikasi Expansion Valve (EXV-101).....	61
<b>Tabel 5.5</b> Spesifikasi Menara Distilasi (MD-201).....	62
<b>Tabel 5.6</b> Spesifikasi Condensor (CD-201).....	63
<b>Tabel 5.7</b> Spesifikasi Reboiler (RB-201).....	63
<b>Tabel 5.8</b> Spesifikasi Accumulator (AC-201).....	64
<b>Tabel 5.9</b> Spesifikasi Crystallizer (CR-201).....	65
<b>Tabel 5.10</b> Spesifikasi Rotary Vacuum Filter (RVF-201).....	66
<b>Tabel 5.11</b> Spesifikasi Bin Asetanilida (BIN-301).....	66
<b>Tabel 5.12</b> Spesifikasi Screw Conveyor (SC-201).....	67
<b>Tabel 5.13</b> Spesifikasi Bucket Elevator (BE-301).....	68
<b>Tabel 5.14</b> Spesifikasi Belt Conveyor (BC-301).....	69
<b>Tabel 5.15</b> Spesifikasi Belt Conveyor (BC-302).....	70
<b>Tabel 5.16</b> Spesifikasi Heater (HE-101).....	70

<b>Tabel 5.17</b> Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-102).....	71
<b>Tabel 5.18</b> Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-201).....	72
<b>Tabel 5.19</b> Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-201).....	73
<b>Tabel 5.20</b> Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-101).....	73
<b>Tabel 5.21</b> Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-102).....	74
<b>Tabel 5.22</b> Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-103).....	75
<b>Tabel 5.23</b> Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-201).....	75
<b>Tabel 5.24.</b> Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-202).....	76
<b>Tabel 5.25.</b> Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-203).....	77
<b>Tabel 6.1.</b> <i>Kebutuhan Air Umum</i> .....	80
<b>Tabel 6.2.</b> <i>Peralatan yang Membutuhkan Steam</i> .....	81
<b>Tabel 6.3.</b> <i>Kebutuhan Air Pendingin</i> .....	85
<b>Tabel 6.4.</b> <i>Kebutuhan Air Total</i> .....	88
<b>Tabel 6.5.</b> <i>Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian</i> .....	105
<b>Tabel.7.1.</b> <i>Perincian Luas Area Pabrik Asetanilida</i> .....	112
<b>Tabel 8.1.</b> <i>Jadwal Kerja Masing - Masing Regu</i> .....	124
<b>Tabel 8.2.</b> <i>Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses</i> .....	125
<b>Tabel 8.3.</b> <i>Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan</i> .....	126
<b>Tabel 9.1.</b> <i>Fixed Capital Investment</i> .....	132
<b>Tabel 9.2.</b> <i>Manufacturing Cost</i> .....	134
<b>Tabel 9.3.</b> <i>General Expenses</i> .....	135
<b>Tabel 9.4.</b> <i>Hasil Analisa Kelayakan Ekonomi</i> .....	138

**DAFTAR GAMBAR**

<b>Gambar 1.1</b> Grafik Jumlah Kebutuhan Asetanilida di Indonesia.....	10
<b>Gambar 2.1</b> Reaksi Pembentukan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat Anhidrid .....	16
<b>Gambar 2.2</b> Reaksi Pembentukan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat.....	17
<b>Gambar 3.1</b> Struktur Kimia Anilin .....	45
<b>Gambar 3.2</b> Struktur Kimia Asam Asetat.....	46
<b>Gambar 3.3</b> Struktur Kimia Asam Asetanilida.....	47
<b>Gambar 3.4</b> Struktur Kimia Air .....	48
<b>Gambar 6.1</b> <i>Daerator</i> .....	83
<b>Gambar 6.2</b> Diagram <i>Cooling Water System</i> .....	88
<b>Gambar 6.3</b> Diagram Air Unit Pengolahan Limbah Cair.....	99
<b>Gambar 7.1</b> Peta Kawasan Industri Gresik.....	113
<b>Gambar 7.2</b> Tata Letak Pabrik Asetanilida .....	113
<b>Gambar 8.1</b> Struktur Organisasi Perusahaan .....	118
<b>Gambar 9.1</b> Analisa Ekonomi Pabrik Alkyd Resin.....	137
<b>Gambar 9.2</b> Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i> terhadap Umur Pabrik.....	138

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Dalam menghadapi Masyarakat Ekonomi Asean (MEA), Indonesia harus meningkatkan pembangunan di segala bidang untuk dapat bersaing dengan Negara lain. Salah satu upaya yang dapat ditempuh pemerintah untuk dapat bersaing adalah melakukan pembangunan di bidang industri dengan memanfaatkan potensi yang dimiliki Indonesia. Diharapkan dengan pembangunan di bidang industri, Indonesia dapat mengurangi ketergantungan terhadap negara lain, memperluas lapangan kerja dan menggerakkan perekonomian nasional.

Sektor industri kimia dasar merupakan salah satu sektor industri yang terkait. Perkembangan industri kimia dasar, terutama industri makanan, minuman, kosmetik, dan farmasi akan terus meningkat sering dengan pertumbuhan jumlah penduduk sehingga kebutuhan bahan baku terus meningkat. Untuk pemenuhan bahan baku industri ini maka diperlukan adanya pembangunan industri kimia, salah satu contoh produk sektor industri adalah Asetanilida.

Asetanilida ( $C_6H_5NHCOCH_3$ ) atau yang lebih dikenal dengan nama antifebrin merupakan senyawa turunan dari asetilamina aromatis yang digolongkan sebagai amida primer. Asetanilida merupakan produk yang banyak digunakan sebagai bahan baku dalam industri farmasi, yaitu untuk pembuatan *analgesic* (obat mengurangi rasa sakit) dan untuk pembuatan *antipiteric* (obat penurun panas). Kegunaan utama lain dari Asetanilida adalah sebagai bahan pembantu dalam proses pembuatan dalam proses pembuatan cat, karet, dan plastik.

Pada industri cat, asetanilida digunakan untuk penghambatoksidasi yang membantu mencegah reaksi kimia antara udara (oksigen) dan cat yang dapat menghasilkan kulit atau lapisan permukaan yang keras dan meningkatkan umur simpan sehingga cat tetap dalam kondisi baik untuk digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Untuk pada industri karet, asetanilida digunakan untuk meningkatkan kekuatan, elastisitas, dan ketahanan terhadap panas dan abrasi. Sedangkan pada industri plastik, asetanilida digunakan untuk bahan pewarna atau sebagai komponen dalam pembuatan pigmen sintesis untuk memberikan warna tertentu pada plastik.

Kebutuhan Asetanilida setiap tahunnya semakin meningkat, begitu pula dengan nilai jual Asetanilida yang cukup tinggi baik didalam maupun luar negeri. Ditinjau dari harga bahan baku dan harga



produk Asetanilida, pendirian pabrik Asetanilida dapat memberikan keuntungan yang cukup besar. Dari data Badan Pusat Statistik pada tahun 2023 menunjukkan harga bahan baku anilin adalah US\$ 900,45/ton dan harga asam asetat US\$ 420,14/ton, sedangkan harga produk Asetanilida nilainya sebesar US\$ 1923,2/ton.

Data statistik yang diperoleh dari Biro Pusat Statistik (BPS) pada tahun 2023 menunjukkan bahwa Indonesia tidak ada pabrik Asetanilida sehingga untuk memenuhi kebutuhan Asetanilida dalam negeri selama ini masih mengimpor dari luar negeri.

Bedasarkan pertimbangan tersebut, maka penulis melakukan prarancangan pabrik pembuatan Asetanilida dengan menggunakan bahan baku anilin dan asam asetat. Pendirian pabrik ini diharapkan kebutuhan akan Asetanilida dalam industri di Indonesia dapat terpenuhi. Selain itu juga dapat membantu memperlancar roda perekonomian di Indonesia dan juga dapat menciptakan lapangan pekerjaan sehingga dapat mengurangi tingkat pengangguran.

## **1.2 Kegunaan Produk**

Asetanilida ( $C_6H_5NHCOCH_3$ ) atau yang lebih dikenal dengan nama antifebrin merupakan senyawa turunan dari asetilamina aromatis yang digolongkan sebagai amida primer. Asetanilida merupakan

salah satu produk kimia yang memiliki beragam manfaat, baik sebagai bahan baku maupun bahan penunjang industri kimia, seperti :

1. Sebagai bahan tambahan dalam sintesis obat-obatan, seperti parasetamol (keperluan analgesik dan antipretik), lidokain (keperluan anastesi) dan obat sulfa.
2. Sebagai bahan baku pembuatan sintesa *penicillin*.
3. Sebagai bahan pembantu pada industri cat,karet, dan plastik.
4. Sebagai bahan pembantu dalam proses pembuatan hidrogen peroksida.
5. Sebagai bahan dasar pewarna buatan dan sebagai intermediet pada pembuatan pewarna buatan.

(Krik &Othmer, 1981)

### **1.3 Analisis Pasar**

Pendirian pabrik dengan kapasitas tertentu bertujuan untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri, membantu perkembangan industrilain yang menggunakan Asetanilida sebagai bahan bak, serta memungkinkan untuk memenuhi kebutuhan negara lain (ekspor).

Karena pendirian pabrik tidak hanya untuk memenuhi kebutuhan Asetanilida dalam negeri, melainkan juga untuk luar negeri (ekspor), maka analisis pasar dilakukan secara luas yakni dengan mengetahui

kebutuhan Asetanilida dunia serta mengetahui negara-negara penghasil Asetanilida terbesar di dunia.

Tabel 1.1. Berikut menyajikan beberapa perusahaan penghasil Asetanilida terbesar didunia beserta kapasitas produksinya.

**Tabel 1.1.** Perusahaan Penghasil Asetanilida di Dunia

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Per Tahun</b>	<b>Lokasi Pabrik</b>
<i>Toms River-Cincinnati Chemical Corp.*</i>	23.000 ton	Korea
<i>Swerwin Williams Co**</i>	7.000 ton 32.500 ton	Amerika Serikat
<i>Henkel Co***</i>	2.000 ton 14.000 ton	Eropa Barat, Jerman
<i>Bodal Chemicals Ltd****</i>	3.600 ton	india
<i>Nanjing Linghao Chemical Tranding Co.Ltd*****</i>	15.000	China

Sumber : \*cumulis.epa.gov

\*\*sherwin williams.com

\*\*\*henkel.com

\*\*\*\*bodan.com

\*\*\*\*\*echemi.com

### 1.3.1 Kebutuhan Pasar dan Daya Saing Produk

Kebutuhan bahan baku Asetanilida di Indonesia terus meningkat setiap tahunnya disebabkan banyak berkembangnya industri yang membutuhkan bahan baku Asetanilida. Konsumen Asetanilida terbesar adalah pada industri farmasi, yaitu untuk membuat obat-obatan, kemudian diikuti produsen cat, karet serta industri-industri kimia lainnya.

**Tabel 1.2** Pabrik Cat di Indonesia Pada Tahun 2022

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)</b>
PT. Dana Paint Indonesia	46.500
PT. Akzo Nobel Car Refinish	2.500
PT. Atlantic Ocean Paint	26.500
PT. Avi Avian	147.000
PT. Bina Adidaya	5.500
PT. Chugoku Paint Indoensia	5.000
PT. Futanlux Chemitraco	12.000
PT. ICI Paint Indonesia	200.000
PT. Isamu Raya	15.000
PT. Jotun Indonesia	100.000
PT. Mataram Paint Co Ltd	5.100
Mowilex CV	10.000
PT. Nipsea Paint and Chemicals	250.000
PT. Pasicic Dwiyasa Putra	70.000
PT. Pan Ocean Paint	10.000
PT. Propan Raya Industri	200.000
PT. Sarana Warna Megah	10.000

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)</b>
PT. Sigma Utama	6.000
PT. Sinar Madu Wangi	8.000
PT. Gunung Segara Buana	500
PT. Axalta	5.500
PT. Beckers	70
PT. Bintang Cemikal Indonesia	6.000
PT. Central Megahtama	250
PT. Choil Global Indonesia	270
PT. Ciwipoint Global Indonesia	115
PT. Fanos Asia	600
PT. Fujikura Kasei Indonesia	100
PT. Gyung Do Indonesia	2.000
PT. Indaco Waina Dunia	34.000
PT. Indowira Putra	4.500
PT. Inti Daya Guna Aneka Warna	18.500
PT. Kansai Paint Indonesia	14.400
PT. Multipro Paint	1.800
PT. Nipon Paint	250.000
PT. Penta Ocean	8.000
<b>Total</b>	<b>1.475.705</b>

Sumber: Data Kemenperin, 2023

**Tabel 1.3** Pabrik Karet di Indonesia Pada Tahun 2022

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)</b>
PT. Darmasindo Intikaret	18.000
PT. Industri Karet Cibinong	3.000
PT. Industri Karet Nusantara	18.000

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)</b>
PT. Inti Plastik Aneka Karet	12.000
PT. Karet Batin Delapan	5.000
PT. KARET NGAGEL SURABAYA WIRA JATIM	4.000
PT. LEMBAH KARET PADANG	36.000
PT. Wilson Lautan Karet	36.000
<b>Total</b>	<b>132.000</b>

Sumber: Data Kemenperin, 2023

**Tabel 1.4** Pabrik Plastik di Indonesia Pada Tahun 2022

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)</b>
CV Abadi Jaya Plastik	30
PR abadi prima plastik	100
CV Industri Plastik Babadan	2
PT AMERTA INDAH PLASTIK	1
PT Aneka Jasuma Plastik	6.000
CV Sukses Mandiri Plastindo	1,2
PT Aneka Plastikindo	2.100
PT Anugerah Berlian Plastik	5.000
PT Aomindo Plastik	1,8
PT Argo Plastik Industri	1,5
CV Arjuna Plastik	500
PT Arya Wiraraja Plastikindo	200.000
PT Asia Plastik	5.000
PT AV PLASTIK INDUSTRI BATAM	1.500

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)</b>
PT Bumi Plastik Nusantara	22.000
<b>Total</b>	<b>242.237,5</b>

Sumber: Data Kemenperin,2023

#### **1.4 Kapasitas Rancangan**

Perancangan pabrik Asetanilida ditinjukan untuk memenuhi kebutuhan Asetanilida dalam negeri yang terus meningkat setiap tahunnya, mengurangi jumlah impor Asetanilida, serta memungkinkan untuk memenuhi kebutuhan negara lain (ekspor). Oleh karena itu, kapasitas pabrik Asetanilida ditentukan bedasarkan beberapa hal diantaranya jumlah impor dan ekspor Asetanilida. Selain itu juga, bisa dilihat pada kapasitas maksimal dari pabrik yang pernah dibuat. Untuk kapasitas mengacu pada pabrik Asetanilida di Amerika terkecil 7.000 ton/tahun dan terbesar 32.500 ton/tahun. Sedangkan di Eropa Barat (Jerman) kapasitas terkecil 2.000 ton/tahun dan terbesar 14.000 ton/tahun (Kirik & Othmer, 1981).

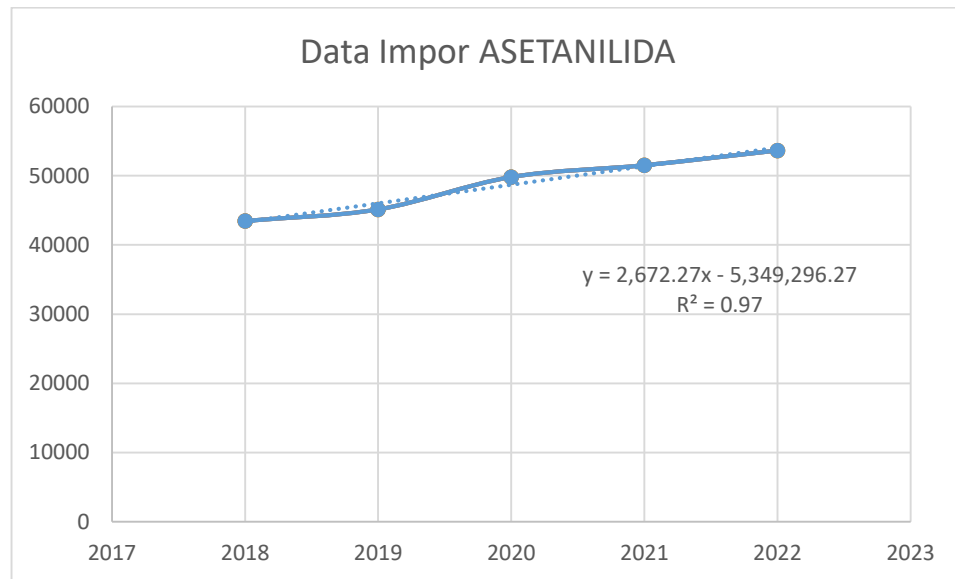
**Tabel 1.5** Jumlah kebutuhan Asetanilida di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah Kebutuhan Asetanilida (ton)</b>	<b>%P</b>
2018	43.441	-
2019	45.111	0,0370
2020	49.783	0,0938
2021	51.489	0,0331
2022	53.613	0,0396
<b>Total (<math>\Sigma</math>%P)</b>		0,2036
<b>i</b>		0,0814

Sumber: (BPS, 2023)

Dari tabel 1.3. juga dapat dibuat grafik proyeksi jumlah kebutuhan Asetanilida untuk tahun 2028 seperti disajikan pada Gambar 1.1. di bawah ini.



**Gambar 1.1.** Grafik Jumlah Kebutuhan Asetanilida di Indonesia

Perhitungan kapasitas pabrik Asetanilida yang direncanakan berdiri pada tahun 2028, menggunakan metode *discounted* dengan persamaan sebagai berikut (sinnot, 2005):

$$m_{\text{tahun yang dicari}} = m_{\text{tahun terakhir}} (1+i)^n$$

dimana,  $i = \frac{\sum \%P}{n}$

Dengan

m : nilai impor

a : selisih tahun

i : pertumbuhan rata-rata per tahun

%P : persen pertumbuhan per tahun

n : jumlah data %P

Dengan persamaan diatas data impor 2018-2022 maka kapasitas produksi pabrik pada tahun 2028 didapatkan sebagai berikut:

$$m_{2028} = m_{2022} (1+i)^n$$

$$m_{2028} = 53.613 (1+0,0814)^5$$

$$m_{2028} = 79.301,6$$

Dari hasil perhitungan didapatkan 79.301 ton/tahun peluang kapasitas kebutuhan DCPD didalam negeri. Dengan pertimbangan, melihat kapasitas pabrik yang sudah berdiri makakami mengambil 50% dari peluang kapasitas DCPD dalam negri, maka kapasitas pabrik DCPD yang akan didirikan pada tahun 2028 adalah  $39.650 \approx 40.000$  ton/tahun.

## **1.5 Lokasi Pabrik**

Pemilihan dan penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan pabrik tersebut, baik saat berproduksi maupun di masa yang akan datang. Secara geografis, penentuan lokasi pabrik sangat mempengaruhi kegiatan industri. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik harus mempertimbangkan biaya produksi dan biaya distribusi yang minimum, sehingga akan diperoleh profit yang maksimal.

Adapun beberapa faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik, yaitu :

1. Ketersediaan lahan, baik lahan untuk lokasi berdirinya pabrik maupun lahan untuk buangan industri.
2. Ketersediaan bahan baku dan utilitas
3. Transportasi dan pemasaran
4. Ketersediaan pembangkit tenaga
5. Ketersediaan tenaga kerja
6. Lingkungan sekitar dan lain-lain

Bedasarkan pertimbangan diatas, lokasi pabrik Asetanilida ini direncanakan akan didirikan didaerah Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur. Penetapan lokasi pabrik ini berdasarkan faktor berikut :

**a) Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku merupakan faktor yang sangat penting karena berhubungan dengan keberlangsungan proses produksi pabrik. Suatu pabrik sebaiknya berada didaerah yang dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar dan biaya transportasi dapat diminimalisir. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan laut jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau ke luar negeri.

Ditinjau dari ketersediaan bahan baku, maka daerah Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur merupakan tempat yang cukup strategis. Bahan baku asam asetat didapatkan dari PT Indo Acidatama, Karanganyar, Jawa Tengah. Sedangkan anilin

diperoleh dari PT Lautan Luas, Surabaya, Jawa Timur. Sehingga biaya pengangkutan serta dana investasi fasilitas penyimpanan, serta inventori bahan baku dapat dikurangi.

**b) Ketersediaan Utilitas**

Utilitas yang utama meliputi air, *steam*, bahan bakar dan listrik. Sumber kebutuhan listrik dapat diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan sebagai tenaga cadangan listrik dipersiapkan pembangkit tenaga listrik (generator set) yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina sebagai pengganti sementara jika terjadi gangguan. Sedangkan kebutuhan air dapat dipenuhi dari sungai didekat pabrik, yakni sungai Bengawan Solo sehingga keperluan air untuk proses produksi dapat terpenuhi dengan mudah dari air sungai yang mengalir di daerah lokasi pabrik.

**c) Transportasi**

Sarana angkut dan transportasi dari dan ke lokasi pabrik merupakan faktor yang penting karena berhubungan dengan pengiriman bahan baku, pengadaan peralatan, serta pengiriman produk. Fasilitas transportasi yang ada di daerah Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur meliputi transportasi darat (jalan raya), pabrik juga dekat dengan pelabuhan laut Pelabuhan Tanjung Perak, Surabaya, Jawa Timur. Lokasi pabrik dekat

dengan jalan raya yang menghubungkan Jakarta-Surabaya dan lokasi pabrik juga dekat dengan jalan tol Surabaya-Gresik. Serta jalur udaranya dengan adanya Bandar Udara Internasional Juanda, sehingga diharapkan sirkulasi pasokan bahan baku dan pemasaran hasil produk baik untuk dalam negeri maupun luar negeri dapat berjalan lancar.

**d) Daerah Pemasaran Produk**

Hasil produk Asetanilida digunakan terutama untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga memungkinkan untuk diekspor. Konsumen utama Asetanilida di Indonesia adalah industri farmasi, cat, karet hingga industri kimia. Sedangkan negara-negara pengonsumsi Asetanilida terbesar didunia adalah Korea, Amerika Serikat, dan beberapa negara-negara di Eropa.

**e) Tenaga Kerja**

Kebutuhan tenaga kerja pabrik dapat terpenuhi dari daerah sekitar lokasi pabrik, mulai dari tenaga kerja terdidik, terlatih, terampil, hingga tenaga kerja kasar. Sedangkan tenaga kerja ahli dapat diperoleh dari lulusan perguruan tinggi di Indonesia. Dengan memanfaatkan masyarakat Indonesia sebagai tenaga kerja, maka berdirinya pabrik ini dapat mengurangi pengangguran di Indonesia dan mampu meningkatkan taraf hidup masyarakat Indonesia.

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

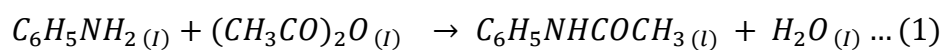
#### 2.1 Proses Pembuatan Asetanilida

Ada beberapa proses pembuatan asetanilida, yaitu :

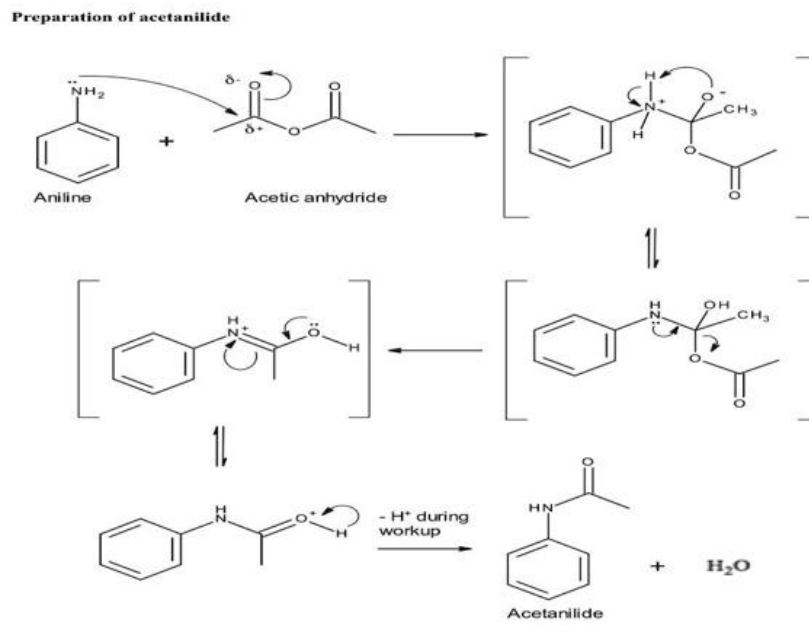
1. Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat Anhidrid dan Anilin
2. Pembuatan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat

##### 2.1.1 Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat Anhidrid dan Anilin

Asetanilida dapat dihasilkan dari reaksi antara asam asetat anhidrid dan anilin. Aniline direaksikan dengan Acetic Anhydride berlebih 150% dengan penambahan benzene yang berfungsi sebagai pelarut dengan konversi 92% dan yield 65% direfluks dalam sebuah kolom yang dilengkapi dengan jaket sampai tidak ada anilin yang tersisa kondisi operasi temperatur reaksi 110 °C. (US Patent 3,919,314. 1975 dan Kirk., and Othmer, 1981)



Anilin            Asam Asetat Anhidrid    Asetanilida            Air



**Gambar 2.1** Reaksi pembentukan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat Anhidrid

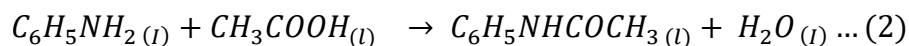
(Sumber: *Physical chemistry*, 2008)

Campuran reaksi disaring, kemudian kristal dipisahkan dari air panas dengan cara didinginkan, sedangkan filtratnya didaur ulang. Penggunaan asetat anhidrida dapat digantikan dengan asetil klorida. (Kirk., and Othmer, 1981)

### 2.1.2 Proses Pembuatan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat

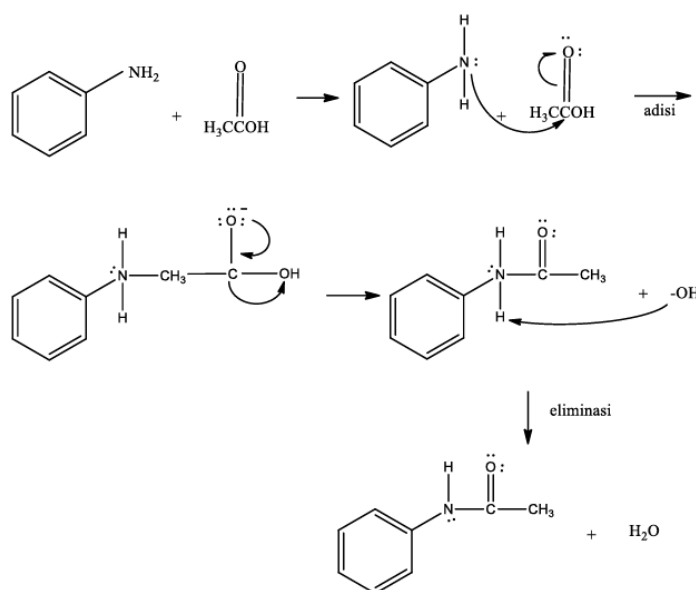
Metode ini merupakan metode awal yang masih digunakan jika dibandingkan dengan semua proses pembuatan asetanilida karena anilin dan asam asetat direaksikan dalam sebuah tangki

yang dilengkapi dengan pengaduk sehingga dari segi biaya proses lebih ekonomis.



Anilin            Asam Asetat            Asetanilida            Air

Reaksi pada suhu 150°C dan tekanan 2,5 atm dengan yield mencapai 99,5% dan konversi mencapai 90%. Produk dalam keadaan panas dikristalisasi dengan menggunakan kristalizer untuk membentuk butiran (kristal) asetanilida. (US Patent 615,829. 1898 dan Faith., and Keyes., 1975)



**Gambar 2.2** Reaksi pembentukan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat

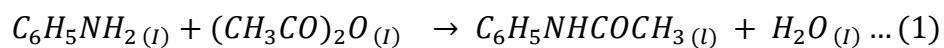
(Sumber: *Physical chemistry*, 2008)



## 2.2 Pemilihan Proses

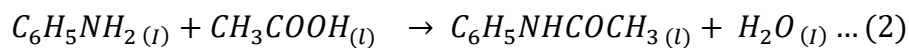
Berdasarkan macam-macam proses diatas, maka proses pembuatan asetanilida dapat menggunakan salah satu dari 2 jenis proses berikut:

Proses 1.



Analin    Asam Asetat Anhidrid    Asetanilida    Air

Proses 2.



Anilin    Asam Asetat    Asetanilida    Air

### 2.2.1 Perhitungan Ekonomi Kasar Berdasarkan Harga Bahan Baku

Tabel 2.1. di bawah ini menampilkan daftar bahan baku untuk produksi asetanilida beserta harga untuk tiap bahan baku dan produknya.

**Tabel 2.1.** Daftar Harga bahan baku dan produk

Jenis Bahan	Harga (US\$)	
Anilin	900,45/ton	0,900/kg
Asam Asetat	420,14/ton	0,420/kg

Jenis Bahan	Harga (US\$)	
Asam Asetat Anhidrid	710,13/ton	0,710/kg
Benzene	620,23/ton	0,62/kg
Asetanilida	1923,2/ton	1,923/kg

(Pubchem.gov, 2023)

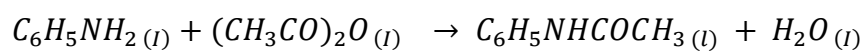
➤ Proses 1

Konversi pembentukan asetanilida ( $C_6H_5NHCOCH_3$ ) dari anilin ( $C_6H_5NH_2$ ) dan asam asetat anhidrid  $(CH_3CO)_2O$  adalah sebesar 92% terhadap asetanilida. Waktu operasi adalah 24 jam dan 330 hari dalam 1 tahun.

Kapasitas Produk Asetanilida = 40.000 ton/tahun  
= 5.050,50 kg/jam

Mol Asetanilida = 37,37 kmol/jam

Reaksi yang terjadi untuk memproduksi asetanilida ( $C_6H_5NHCOCH_3$ ) adalah :



M	40,40	40,40	-	-
B	37,37	37,37	37,37	37,37
S	3,03	3,03	37,37	37,37

➤ Asetanilida ( $C_6H_5NHCOCH_3$ )

$$BM (C_6H_5NHCOCH_3) = 135,16 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Mol } (C_6H_5NHCOCH_3) = 37,37 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } (C_6H_5NHCOCH_3) &= \text{mol}(C_6H_5NHCOCH_3) \times \\ &\quad BM (C_6H_5NHCOCH_3) \\ &= 37,37 \text{ kmol/jam} \times 135,16 \text{ kg/kmol} \\ &= 5.050,50 \text{ kg/jam} \\ &= 40.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga } (C_6H_5NHCOCH_3) &= \text{Massa } (C_6H_5NHCOCH_3) \times \text{Harga} \\ &\quad (C_6H_5NHCOCH_3) \\ &= 40.000 \text{ ton/tahun} \times 1923,2/\text{ton} \\ &= 76.928.000 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

➤ Air ( $H_2O$ )

$$BM (H_2O) = 18,02 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol } (H_2O) = 37,37 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } (H_2O) &= \text{mol } (H_2O) \times BM (H_2O) \\ &= 37,37 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/mol} \\ &= 673,350 \text{ kg/jam} \\ &= 5.332,938 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga } (H_2O) &= \text{Massa } (H_2O) \times \text{Harga } (H_2O) \\ &= 5.332,938 \text{ ton/tahun} \times 0 \\ &= 0 \end{aligned}$$

➤ Anilin ( $C_6H_5NH_2$ )

$$\text{BM } (C_6H_5NH_2) = 93,13 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Mol } (C_6H_5NH_2) = 40,40 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa } (C_6H_5NH_2) = \text{mol } (C_6H_5NH_2) \times \text{BM } (C_6H_5NH_2)$$

$$= 40,40 \text{ kg/mol} \times 93,13 \text{ kg/mol}$$

$$= 3.762,136 \text{ kg/jam}$$

$$= 29.796,117 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Harga } (C_6H_5NH_2) = \text{Massa } (C_6H_5NH_2) \times \text{Harga } (C_6H_5NH_2)$$

$$= 29.796,117 \text{ ton/tahun} \times 900,45/\text{ton}$$

$$= 26.829.914 \text{ \$/ tahun}$$

➤ Asam Asetat Anhidrid ( $(CH_3CO)_2O$ )

$$\text{BM } (CH_3CO)_2O = 102,05 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Mol } (CH_3CO)_2O = 40,40 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa } (CH_3CO)_2O = \text{mol } (CH_3CO)_2O \times \text{BM } (CH_3CO)_2O$$

$$= 40,40 \text{ kmol/jam} \times 102,05 \text{ kg/kmol}$$

$$= 4.122,473 \text{ kg/jam}$$

$$= 32.649,992 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Harga } (CH_3CO)_2O = \text{Massa } (CH_3CO)_2O \times$$

$$\text{Harga } (CH_3CO)_2O$$

$$= 32.649,992 \text{ ton/tahun} \times 710,13/\text{ton}$$

$$= 23.185.739 \text{ \$/tahun}$$

- Profit

$$\begin{aligned}
 \text{Ekonomi parsial} &= \text{Harga Produk} - \text{Biaya Bahan Baku} \\
 &= \text{Harga } (C_6H_5NHC OCH_3) / \text{tahun} - \\
 \text{Harga} & \\
 & \quad (C_6H_5NH_2) + \text{Harga} \\
 & \quad ((CH_3COOH)_2O / \text{tahun}) \\
 &= 76.928.000 \text{ \$/tahun} - (26.829.914 \text{ \$/} \\
 & \quad \text{tahun} + 23.185.739 \text{ \$/tahun}) \\
 &= 26.912.347 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi profit pada proses pembuatan asetnilida ( $C_6H_5NHC OCH_3$ ) dari anilin ( $C_6H_5NH_2$ ) dan asam asetat anhidrid ( $(CH_3CO)_2O$ ) dari perhitungan ekonomi potensial secara kasar ini adalah sebesar 26.912.347 \$/tahun.

- Proses 2

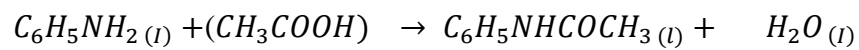
Konversi pembentukan asetnilida ( $C_6H_5NHC OCH_3$ ) dari anilin ( $C_6H_5NH_2$ ) dan asam asetat ( $CH_3COOH$ ) adalah sebesar 90% terhadap asetnilida. Waktu operasi adalah 24 jam dan 330 hari dalam 1 tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produk Asetnilida} &= 40.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 5.050,50 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Mol Asetanilida} = 37,37 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi yang terjadi untuk memproduksi asetanilida

$(C_6H_5NHCOCH_3)$  adalah :



M	41,52	41,52	-	-
B	37,37	37,37	37,37	37,37
S	4,15	4,15	37,37	37,37

➤ Asetanilida  $(C_6H_5NHCOCH_3)$

$$\text{BM } (C_6H_5NHCOCH_3) = 135,16 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol } (C_6H_5NHCOCH_3) = 37,37 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa } (C_6H_5NHCOCH_3) = \text{mol } (C_6H_5NHCOCH_3) \times \text{BM}$$

$$(C_6H_5NHCOCH_3)$$

$$= 37,37 \text{ kmol/jam} \times 135,16 \text{ kg/kmol}$$

$$= 5.050,50 \text{ kg/jam}$$

$$= 40.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Harga } (C_6H_5NHCOCH_3) = \text{Massa } (C_6H_5NHCOCH_3) \times \text{Harga}$$

$$(C_6H_5NHCOCH_3)$$

$$= 40.000 \text{ ton/tahun} \times 1923,2/\text{ton}$$

$$= 76.928.000 \text{ \$/tahun}$$

➤ Air ( $H_2O$ )

$$\text{BM } (H_2O) = 18,02 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol } (H_2O) = 37,37 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } (H_2O) &= \text{mol } (H_2O) \times \text{BM } (H_2O) \\ &= 37,37 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/mol} \\ &= 673,350 \text{ kg/jam} \\ &= 5.332,938 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga } (H_2O) &= \text{Massa } (H_2O) \times \text{Harga } (H_2O) \\ &= 5.332,938 \text{ ton/tahun} \times 0 \\ &= 0 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

➤ Anilin ( $C_6H_5NH_2$ )

$$\text{BM } (C_6H_5NH_2) = 93,13 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Mol } (C_6H_5NH_2) = 41,52 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } (C_6H_5NH_2) &= \text{mol } (C_6H_5NH_2) \times \text{BM } (C_6H_5NH_2) \\ &= 41,52 \text{ kmol/jam} \times 93,13 \text{ kg/mol} \\ &= 3.866,639 \text{ kg/jam} \\ &= 30.623,787 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga } (C_6H_5NH_2) &= \text{Massa } (C_6H_5NH_2) \times \text{Harga } (C_6H_5NH_2) \\ &= 30.623,787 \text{ ton/tahun} \times 900,45 \text{ \$/ton} \\ &= 27.575.189 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

➤ Asam Asetat ( $CH_3COOH$ )

$$\text{BM } (CH_3COOH) = 60,05 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Mol } (CH_3COOH) = 41,52 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } (CH_3COOH) &= \text{mol } (CH_3COOH) \times \text{BM } (CH_3COOH) \\ &= 41,52 \text{ kmol/jam} \times 60,05 \text{ kg/mol} \\ &= 2.493,200 \text{ kg/jam} \\ &= 19.746,144 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga } (CH_3COOH) &= \text{Massa } (CH_3COOH) \times \text{Harga} \\ (CH_3COOH) & \\ &= 19.746,144 \text{ ton/tahun} \times 420,14 \text{ \$/ton} \\ &= 8.296.144 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

• Profit

$$\text{Ekonomi parsial} = \text{Harga Produk} - \text{Biaya Bahan Baku}$$

$$= \text{Harga } (C_6H_5NHCOCH_3) / \text{tahun} -$$

Harga

$$(C_6H_5NH_2) + \text{Harga } ((CH_3COOH)$$

/tahun)

$$= 76.928.000 \text{ \$/tahun} - (27.575.189$$

$$\text{\$/tahun} + 8.296.144 \text{ \$/tahun})$$

$$= 41.056.667 \text{ \$/tahun}$$

Jadi profit pada proses pembuatan asetanilida ( $C_6H_5NHCOCH_3$ )

dari anilin ( $C_6H_5NH_2$ ) dan asam asetat ( $CH_3COOH$ ) dari



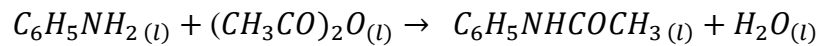
perhitungan ekonomi potensial secara kasar ini adalah sebesar 41.056.667 \$/tahun.

### 2.2.2 Analisis Termodinamika

Perubahan entalpi ( $\Delta H$ ) menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan ataupun panas reaksi yang dibutuhkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Dalam hal ini, pada reaksi pembentukan asetanilida. Besar atau kecil nilai  $\Delta H$  tersebut menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun yang dihasilkan.  $\Delta H$  bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas untuk untuk berlangsungnya reaksi. Sehingga, semakin besar  $\Delta H$  maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan dan cost yang harus dikeluarkan. Sedangkan  $\Delta H$  bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi. Sehingga tidak membutuhkan energi selama proses, namun membutuhkan energi untuk penyerapan panas agar reaksi tetap berlangsung pada temperatur reaksinya. Penentuan panas reaksi yang berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada  $P = 1 \text{ atm}$  dan  $T = 298 \text{ K}$ .

### 2.2.2.1 Proses Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat Anhidrid dan Anilin

Reaksi yang terjadi :



Berikut ini merupakan data energi pembentukan ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada P = 1 atm dan T = 298 K untuk masing-masing Komponen.

**Tabel 2.2** Data Energi Pembentukan pada Tekanan 1 atm dan suhu 298 K

Komponen	$\Delta H_f^{298}$ (kJ/mol)
$(CH_3CO)_2O$	-625
$C_6H_5NH_2$	39,02
$C_6H_5NHCOCH_3$	-328,382
$H_2O$	-241,800

Sumber(Perry,2008),(Yaws,1996)

Diketahui data energi bebas Gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ ) pada Tekanan 1 atm dan suhu 298 K untuk masing masing komponen :

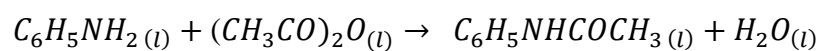
**Tabel 2.3** Data Energi Gibbs pada Tekanan 1 atm dan suhu 298

K

Komponen	$\Delta G_f^{\circ} 298$ (kJ/mol)
$(CH_3CO)_2O$	-389,95
$C_6H_5NH_2$	166,69
$C_6H_5NHCOCH_3$	127,59
$H_2O$	-228,6

Sumber: (Yaws,1996)

Reaksi pada 298 K



$$(\Delta H_f^{\circ} 298k) = (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$$

$$(\Delta H_f^{\circ} 298k) = (\Delta H_{298} C_6H_5NHCOCH_3 + \Delta H_{298} H_2O) - (\Delta H_{298} C_6H_5NH_2 + \Delta H_{298} (CH_3CO)_2O)$$

$$(\Delta H_f^{\circ} 298k) = \{(-328,382) + (-241,800)\} - \{(39,02) + (-625)\}$$

$$(\Delta H_f^{\circ} 298k) = (-570,182) - (-585,96)$$

$$(\Delta H_f^{\circ} 298k) = 15,776 \text{ kJ/mol}$$

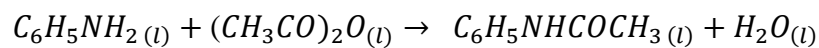
$$(\Delta H_f^{\circ} 298k) = 15.766 \text{ kJ/Kmol}$$

$$\text{Nilai } (\Delta H_f^{\circ} 298k) = 15.766 \text{ kJ/Kmol}$$

$$\begin{aligned}
& C_6H_5NH_2(l) + (CH_3CO)_2O(l) \rightarrow C_6H_5NHCOCH_3(l) + H_2O(l) \\
(\Delta G^\circ_{f\ 298k}) &= (\Delta G_{produk} - \Delta G_{reaktan}) \\
(\Delta G^\circ_{f\ 298k}) &= (\Delta G_{298\ C_6H_5NHCOCH_3} + \Delta G_{298\ H_2O}) - \\
& \quad (\Delta G_{298\ C_6H_5NH_2} + \Delta G_{298\ (CH_3CO)_2O}) \\
(\Delta G^\circ_{f\ 298k}) &= \{(127,59) + (-228,6)\} - \{(166,69) + (- \\
& \quad 389,950)\} \\
(\Delta G^\circ_{f\ 298k}) &= (-101,01) - (-223,26) \\
(\Delta G^\circ_{f\ 298k}) &= 122,25\ \text{kJ/mol} \\
(\Delta G^\circ_{f\ 298k}) &= 122.250\ \text{kJ/Kmol}
\end{aligned}$$

$$\text{Nilai } (\Delta G^\circ_{f\ 298k}) = 122.250\ \text{kJ/Kmol}$$

Dari persamaan reaksi :



Maka untuk menentukan  $\Delta H$  digunakan persamaan *Smith & Van*

*Ness* (4-4), (4-19) 6 edition pages 124 & 138.

$$\frac{C_p}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2} \quad (2.1)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = ((\Delta A) + \frac{\Delta B}{2} T_0(\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\Delta D}{\tau T_0^2})) (T - T_0) \quad (2.2)$$

$$\text{Dimana : } \tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \left[ \tau A [\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2}) \left( \frac{\tau-1}{\ln \tau} \right)] \right] \times \ln \tau$$

(2.3)

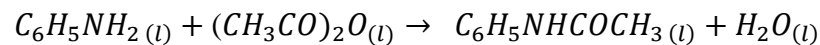
$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ - \Delta G^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(2.4)

**Tabel 2.4** Data Cp (kJ/Kmol.K) Masing Masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
$(CH_3CO)_2O$	71,831	$8,8879 \times 10^{-1}$	$-2,6534 \times 10^{-3}$	$3,3501 \times 10^{-6}$
$C_6H_5NH_2$	63,288	$9,8960 \times 10^{-1}$	$-2,3583 \times 10^{-3}$	$2,3296 \times 10^{-6}$
$C_6H_5NHCOCH_3$	-	$7,8917 \times 10^{-1}$	0	-
	115,731			
$H_2O$	92,053	$-3,9953 \times 10^{-2}$	$-2,1103 \times 10^{-4}$	$5,3496 \times 10^{-7}$

Sumber: (Yaws,1999)



Sehingga dapat dihitung :

$$\Delta A = \sum A \text{ produk} - \sum A \text{ reaktan}$$

$$\Delta A = \{(-115,731) + (92,053)\} - \{(63,288) + (71,831)\}$$

$$\Delta A = (-23,6780) - (135,119)$$

$$\Delta A = -158,7970 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta B = \sum B \text{ produk} - \sum B \text{ reaktan}$$

$$\Delta B = \{(7,8917 \times 10^{-1}) + (-3,9953 \times 10^{-2})\} - \{(9,8960 \times 10^{-1}) + (8,8879 \times 10^{-1})\}$$

$$\Delta B = (0,7492) - (1,87839)$$

$$\Delta B = -1,1292 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta C = \sum C \text{ produk} - \sum C \text{ reaktan}$$

$$\Delta C = \{(0) + (-2,1103 \times 10^{-4})\} - \{(-2,3583 \times 10^{-3}) + (-2,6534 \times 10^{-3})\}$$

$$\Delta C = ((-2,1103 \times 10^{-4}) - (-0,0050117))$$

$$\Delta C = -0,0048 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta D = \sum D \text{ produk} - \sum D \text{ reaktan}$$

$$\Delta D = \{(0) + (5,3496 \times 10^{-7})\} - \{(2,3296 \times 10^{-6}) + (3,3501 \times 10^{-6})\}$$

$$\Delta D = 0 \text{ kJ/Kmol.K}$$

Untuk  $\Delta H^\circ_R$  pada suhu  $110^\circ\text{C} = 383\text{ K}$  digunakan persamaan (2.2) :

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left( (\Delta A) + \frac{\Delta B}{2} T_0 (\tau + 1) + \left( \frac{\Delta C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2} \right) \right) (T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left( (-158,7970) + \frac{-1,1292}{2} \cdot 298 \left( \frac{383}{298} + 1 \right) + \right.$$

$$\left. \left( \frac{-0,0048}{3} \cdot 298^2 \left( \left( \frac{383}{298} \right)^2 + \frac{383}{298} + 1 \right) + \frac{0}{\frac{383}{298} \cdot 298^2} \right) \right) \cdot (383 - 298)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \{(-158,7970) + (-384,4926) + (443,73412) + (0)\} \times 85$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 887,784$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 7.318,036 \text{ kJ}$$

Maka :

$$\Delta H_r = \Delta H^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT \quad (\text{Smith et al.,}$$

2001)

$$\Delta H_r = 15.766 + 7.318,036$$

$$\Delta H_r = \mathbf{23.084,036 \text{ kJ/kmol}}$$

Untuk  $\Delta G^\circ$  pada suhu  $110^\circ\text{C} = 383\text{ K}$  digunakan persamaan (2.4) :

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ - \Delta G^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers 13.18 Hal 461, Smith et al., 2001)

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \left[ \tau A [\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2}) \left( \frac{\tau-1}{\ln \tau} \right)] \right] x \ln \tau$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = [-158,7970 \left[ -1,1292 \cdot 298 + \left( -0,0048 \cdot 298^2 + \frac{0}{298 \cdot 298^2} \right) \left( \frac{383+1}{\ln \frac{383}{298}} \right) \right] \left( \frac{383-1}{\ln \frac{383}{298}} \right)] x \ln \frac{383}{298}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = (-158,7970) x \{((-336,5016) + (-426,2592) + (0)) \times (1,2097)\} (1,1366) \times 0,2509$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \{(-158,7970)(-922,7117)(1,1366)\} \times (1,2097) \times 0,2509$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = 50.546,875$$

Sehingga didapatkan  $RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = 420.246,719 \text{ kJ}$

Maka :

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ - \Delta G^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\Delta G^\circ = 15,766 - \frac{383}{298} (15,766 - (122,250)) + (7,318,036) - (420.246,719)$$

$$\Delta G^\circ = (15,776) - 27.423,92 - 412.928,683$$

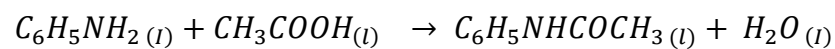
$$\Delta G^\circ = -424.576,603 \text{ kJ/kmol}$$



Berdasarkan hasil analisa diatas dapat disimpulkan bahwa enthalpi reaksi dan energi gibbs pabrik Asetanilida yang akan dibangun sebesar 23.084,036 kJ/kmol dan -424.576,603 kJ/kmol.

### 2.2.2.2 Proses Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat dan Anilin

Reaksi yang terjadi :



Berikut ini merupakan data energi pembentukan ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada P=1 atm dan T = 298 K untuk masing-masing komponen.

**Tabel 2.5.** Data Pembentukan pada Tekanan 1 atm dan suhu 298 K

Komponen	$\Delta H_f^\circ 298$ (kJ/mol)
$CH_3COOH$	-435,133
$C_6H_5NH_2$	39,02
$C_6H_5NHCOCH_3$	-328,382
$H_2O$	-241,800

Sumber(Perry,2008),(Yaws,1996)

Diketahui data energi bebas Gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ ) pada Tekanan 1 atm dan suhu 298 K untuk masing masing komponen :

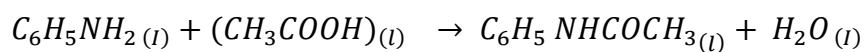
**Tabel 2.6.** Data Energi Gibbs pada Tekanan 1 atm dan suhu 298

K

Komponen	$\Delta G_f^{298}$ (kJ/mol)
$CH_3COOH$	-389,900
$C_6H_5NH_2$	166,69
$C_6H_5NHCOCH_3$	127,59
$H_2O$	-228,6

Sumber(Perry,2008),(Yaws,1996)

Reaksi pada suhu 298 K



$$(\Delta H_f^{298k}) = (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$$

$$(\Delta H_f^{298k}) = (\Delta H_{298} C_6H_5NHCOCH_3 + \Delta H_{298} H_2O) - (\Delta H_{298} C_6H_5NH_2 + \Delta H_{298} (CH_3COOH))$$

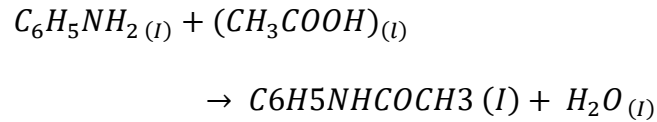
$$(\Delta H_f^{298k}) = \{(-328,382) + (241,800)\} - \{(39,02) + (-435,133)\}$$

$$(\Delta H_f^{298k}) = (-570,182) - (-396,113)$$

$$(\Delta H_f^{298k}) = -174,069 \text{ kJ/mol}$$

$$(\Delta H_f^{298k}) = -174.069 \text{ kJ/Kmol}$$

$$\text{Nilai } ((\Delta H_f^{298k}) = -174.069 \text{ kJ/Kmol}$$



$$(\Delta G^\circ_{f, 298k}) = (\Delta G_{produk} - \Delta G_{reaktan})$$

$$\begin{aligned} (\Delta G^\circ_{f, 298k}) &= (\Delta G_{298} C_6H_5NHCOCH_3 + \Delta G_{298} H_2O) - \\ &(\Delta G_{298} C_6H_5NH_2 + \Delta G_{298} (CH_3COOH)) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\Delta G^\circ_{f, 298k}) &= \{(127,59) + (-228,6)\} - \{(166,69) + (- \\ &389,900)\} \end{aligned}$$

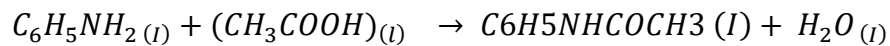
$$(\Delta G^\circ_{f, 298k}) = (-101,01) - (-223,21)$$

$$(\Delta G^\circ_{f, 298k}) = 122,2 \text{ kJ/mol}$$

$$(\Delta G^\circ_{f, 298k}) = 122.200 \text{ kJ/Kmol}$$

$$\text{Nilai } (\Delta G^\circ_{f, 298k}) = 122.200 \text{ kJ/Kmol}$$

Dari persamaan reaksi :



Maka untuk menentukan  $\Delta H$  digunakan persamaan *Smith & Van*

*Ness* (4-4), (4-19) 6 edition pages 124 & 138.

$$\frac{C_p}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2} \quad (2.1)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = ((\Delta A) + \frac{\Delta B}{2} T_0(\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\Delta D}{\tau T_0^2})(T - T_0) \quad (2.2)$$

$$\text{Dimana : } \tau = \frac{T}{T_0}$$

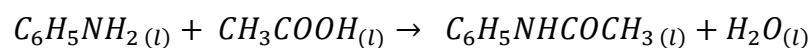
$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \left[ \tau A [\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2}) \left( \frac{\tau-1}{\ln \tau} \right)] \right] \times \ln \tau \quad (2.3)$$

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ - \Delta G^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \quad (2.4)$$

**Tabel 2.7** Data Cp (kJ/Kmol.K) Masing Masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
$CH_3COOH$	-18,944	$1,0971 \times 10^{-2}$	$-2,8921 \times 10^{-3}$	$2,9275 \times 10^{-6}$
$C_6H_5NH_2$	63,288	$9,8960 \times 10^{-1}$	$-2,3583 \times 10^{-3}$	$2,3296 \times 10^{-6}$
$C_6H_5NHCOCH_3$	-115,731	$7,8917 \times 10^{-1}$	0	-
$H_2O$	92,052	$-3,9953 \times 10^{-2}$	$-2,1103 \times 10^{-4}$	$5,3469 \times 10^{-7}$

Sumber: (Yaws,1999)



Sehingga dapat dihitung :

$$\Delta A = \sum A_{\text{produk}} - \sum A_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta A = \{(-115,731) + (92,052)\} - \{(63,288) + (-18,944)\}$$

$$\Delta A = (-23,6790) - (44,344)$$

$$\Delta A = -68,0230 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta B = \sum B \text{ produk} - \sum B \text{ reaktan}$$

$$\Delta B = \{(7,8917 \times 10^{-1}) + (-3,9953 \times 10^{-2})\} - \{(9,8960 \times 10^{-1}) + (1,0971 \times 10^{-2})\}$$

$$\Delta B = (0,7492) - (44,344)$$

$$\Delta B = -0,2514 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta C = \sum C \text{ produk} - \sum C \text{ reaktan}$$

$$\Delta C = \{(0) + (-2,1103 \times 10^{-4})\} - \{(-2,3583 \times 10^{-3}) + (-2,8921 \times 10^{-3})\}$$

$$\Delta C = (-2,1103 \times 10^{-4}) - (-0,005)$$

$$\Delta C = -0,005 \text{ kJ/Kmol.K}$$

$$\Delta D = \sum D \text{ produk} - \sum D \text{ reaktan}$$

$$\Delta D = \{(0) + (5,3469 \times 10^{-7})\} - \{(2,3296 \times 10^{-6}) + (2,9275 \times 10^{-6})\}$$

$$\Delta D = 0 \text{ kJ/Kmol.K}$$

Untuk  $\Delta H^\circ_R$  pada suhu  $150^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$  digunakan persamaan (2.2) :

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = ((\Delta A) + \frac{\Delta B}{2} T_0(\tau + 1) + (\frac{\Delta C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2})(T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left( (-68,0230) + \frac{-0,2514}{2} \times 298 \left( \frac{423}{298} + 1 \right) + \left( \frac{-0,005}{3} \times 298^2 \left( \left( \frac{423}{298} \right)^2 + \frac{423}{298} + 1 \right) + \frac{0}{\frac{423}{298} \times 298^2} \right) \right) (423 - 298)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \{(-68,0230) + (-90,6297) + (-295,7955) + (0)\} \times 125$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -56.806,025$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -472.285,084 \text{ kJ}$$

Maka :

$$\Delta H_r = \Delta H^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT \quad (\text{Smith et al., 2001})$$

$$\Delta H_r = (-174.069) + (-472.285,084)$$

$$\Delta H_r = \mathbf{-646.354,084 \text{ kJ/mol}}$$

Untuk  $\Delta G^\circ$  pada suhu  $150^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$  digunakan persamaan (2.4) :

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ - \Delta G^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers 13.18 Hal 461, Smith et al.,  
2001)

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \left[ \tau A [\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2}) \left( \frac{\tau-1}{\ln \tau} \right)] \right] \times \ln \tau$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = [-68,0230 \left[ -0,2514 \times 298 \right. \\ \left. + \left( -0,005 \times 298^2 \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{0}{\frac{423}{298} \cdot 298^2} \right) \left( \frac{\frac{423}{298} + 1}{2} \right) \right] \left( \frac{\frac{423}{298} - 1}{\ln \frac{423}{298}} \right) \times \ln \frac{423}{298}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = (-68,0230) \{((-74,9172) + (-444,02) \\ + (0)) \times (1,2097)\} (1,1975) \times 0,3503$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \{(-68,0230) \times (-518,9372) \times (1,2097)\} \\ \times (1,1975) \times 0,3503$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = 17.912,818$$

Sehingga didapatkan  $RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = 148.927,173 \text{ kJ}$

Maka :

$$\Delta G_R = \Delta H^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ - \Delta G^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\Delta G_R = -174.069 - \frac{423}{298} (-174.069 - 122.200) + (-517.192,1158) \\ - (148.927,173)$$

$$\Delta G_R = (-174.069) - \{(1,4195)(-296.269) - (666.119,288)\}$$

$$\Delta G_R = (-174.069) - (-420.553,846) - (666.119,288)$$

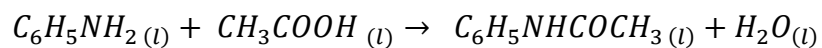
$$\Delta G_R = -419.634,442 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan hasil analisa diatas dapat disimpulkan bahwa enthalpi reaksi dan energi gibbs pabrik Asetanilida yang akan dibangun sebesar -646.354,084 kJ/mol dan -419.634,442 kJ/mol.

### 2.2.3 Analisis Kinetik

Berdasarkan data kinetika dari penelitian yang dilakukan oleh David R. Merrill, and Elliot Q. Adams (1917) didapatkan nilai konstanta kecepatan reaksi untuk pembentukan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat adalah  $0,0089 \text{ kmol/m}^3\text{detik}$  pada suhu  $150^\circ\text{C}$ .

Reaksi pembuatan Asetanilida dijalankan dengan kinetika sebagai berikut:



Persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k.Ca^2$$



Keterangan :

$r_A$  : Laju reaksi ( $\text{kmol}/\text{m}^3 \text{jam}$ )

$K$  : Kinetika laju reaksi ( $\text{kmol}/\text{m}^3 \text{s}$ )

: 0,0089 (*Patent*, 1917)

$C_a$  : Konsentrasi  $C_6H_5NH_2$  ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

#### 2.2.4 Perbandingan Beberapa Parameter dan Kondisi Operasi

Dalam perancangan pabrik Asetanilida, proses produksi yang dipilih haruslah proses yang paling menguntungkan, baik itu ditinjau dari segi teknik maupun dari segi ekonomi. Dari kedua jenis proses pembuatan asetanilida yang telah dijelaskan diatas, dapat dilihat perbandingan kedua proses tersebut pada Tabel 2.8.

**Tabel 2.8.** Perbandingan Kondisi Operasi Masing-Masing Proses

No	Parameter dan kondisi Operasi	Proses Pembuatan Asetanilida	
		1	2
1	Bahan Baku	Asam asetat anhidrat (import), Anilin (produk dalam negeri)	Asam Asetat (produk dalam negeri), Anilin (produk dalam negeri)
2	Jenis Reaktor	Reaktor Alir tangki Berpengaduk (RATB)	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
3	Pelarut	Benzene (import)	Tidak Menggunakan

No	Parameter dan kondisi Operasi	Proses Pembuatan Asetanilida	
		1	2
			Pelarut
4	Tekanan Operasi (atm)	1	2,5
5	Temperatur Reaksi (°C)	110	150
6	Konversi (%)	92	90
7	Perubahan Entalpi Standar (kJ/Kmol)	15.766	-174.069
8	Perubahan Entalpi Reaksi (kJ/Kmol)	23.084,036	-646.354,084
9	Energi Gibbs Standar (kJ/Kmol)	122.250	122.200
10	Energi Gibbs Reaksi (kJ/Kmol)	-424.576,603	-419.634,44
11	Biaya Bahan Baku/ Tahun (\$,-/tahun)	50.015.653	35.871.333
12	Biaya Produk/tahun (\$,- /tahun)	76.928.000	76.928.000
13	Profit/tahun	26.912.347	41.056.667

Dari kedua jenis proses pembuatan asetanilida, proses yang dipilih adalah "proses pembuatan asetanilida dari anilin dan asam

asetat". Pertimbangan dipilihnya proses ini adalah sebagai berikut:

1. Bahan baku asam asetat yang digunakan lebih murah dan lebih mudah diperoleh karena diproduksi di dalam negeri.
2. Reaksi yang berlangsung secara eksotermis.
3. Proses lebih sederhana.
4. Tidak menggunakan pelarut benzene.
5. Keuntungan yang diperoleh dari perhitungan ekonomi potensial menghasilkan keuntungan yang lebih besar.

### **2.3 Uraian Singkat Proses Pembuatan Asetanilida**

Pabrik Asetanilida ini di produksi dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dari bahan baku anilin dan asam asetat yang akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama setahun. Secara garis besar pabrik ini terdiri dari proses reaksi, pemisahan dan kristalisasi, dan penyimpanan.

#### **2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku**

Proses pembuatan asetanilida dengan mereaksikan asam asetat dan anilin. Tahap pertama bahan baku anilin dan asam asetat dengan fasa cair di simpan dalam tangki (ST-101) dan (ST-102). Bahan baku tersebut keluar dari tangki dengan suhu 30 °C dan tekanan 1 atm, sebelum masuk ke dalam reaktor RE-01, masing-

masing bahan baku dialirkan melalui pompa (PP-101) dan (PP-102) untuk dinaikkan tekanannya sampai 2,5 atm dan dipanaskan pada heater (HE-101) dan (HE-102) hingga suhu mencapai 150 °C.

### **2.3.2 Tahap Reaksi**

Bahan baku yang tekanannya sudah dinaikan serta dipanaskan sesuai dengan kondisi operasinya di umpankan ke reaktor. Reaksi berlangsung secara isothermal pada suhu 150 °C dan tekanan 2,5 atm (untuk mempertahankan fase cair) dan dijalankan di dalam Reaktor Tangki Berpengaduk (RE-01), Temperatur dalam reaktor dijaga konstan dengan menggunakan koil pendingin. Fungsi pengaduk disini adalah untuk mencampurkan semua bahan baku yang masuk sehingga semua tercampur dengan sempurna. Sedangkan, koil pendingin disini berfungsi sebagai penyerap panas, dan juga penstabil suhu pada reaktor karena reaksi antara asam asetat dan anilin merupakan reaksi eksotermis.

### **2.3.3 Tahap Pemisahan dan Kristalisasi**

Hasil keluaran dari reaktor RE-01 berupa asetanilida, anilin, asam asetat dan air diumpankan ke expansion valve (EXV-01) untuk menurunkan tekanan menjadi 1 atm dan selanjutnya

diumpankan ke menara distilasi (MD-201) untuk mendapatkan konsentrasi asetanilida yang lebih baik dengan cara menguapkan reaktan yang tersisa (anilin dan asam asetat) juga mengurangi kandungan air pada asetanilida.

Kondisi operasi pada menara distilasi (MD-201) adalah suhu umpan masuk  $150^{\circ}\text{C}$ , suhu keluaran bawah distilasi  $221^{\circ}\text{C}$ , dan suhu keluaran atas menara distilasi  $146^{\circ}\text{C}$  seta tekanan 1 atm. Setelah itu hasil uap dari menara distilasi (MD-201) akan diumpankan ke kondensor (CO-201) untuk mengubah fasa dari gas ke cair dan diumpankan kembali menuju reaktor (RE-101). Pada aliran recycle akan melewati splitter (SP-201) dimana aliran akan dibagi menjadidua untuk menghilangkan sebagian air untuk mecegah akumulasinya air kedalam reaktor. Hasil bawah dari menara distilasi (MD-201) yang berupa asetanilida dan anilin akan dialirkan ke crystallizer (CR-201) untuk mengkristalkan asetanilida.

Pembentukan butir-butir kristal asetanilida terjadi pada temperatur  $60^{\circ}\text{C}$  yang merupakan temperatur terendah untuk pembentukan kristal asetanilida berdasarkan sistem kelarutannya. Untuk menjaga temperatur selama proses kristalisasi, maka digunakan koil pendingin pada alat crystallizer.

Keluaran kristalizer akan membentuk slurry yang merupakan kombinasi antara kristal asetanilida yang terbentuk dengan kandungan larutan yang tersisa (mother liquor). Selanjutnya asetanilida diumpakan dengan screw conveyor (SC-201) ke rotary vaccum filter (RVF-201). Pada rotary vaccum filter (RVF-201), terjadi proses pemisahan mother liquor yang merupakan sisa larutan pasca proses kristalisasi dari kristal Asetanilida. Mother liquor yang terpisah kemudian dialirkan menuju crystallizer (CR-201) untuk dikristalkan kembali.

#### **2.3.4 Tahap Penyimpanan**

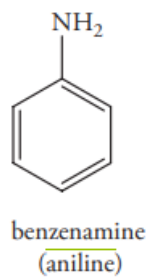
Sementara hasil pembentukan kristal asetanilida yang keluar dari rotary vaccum filter kemudian diangkut menggunakan belt conveyor (BC-301) dan bucket elevator (BE-301) menuju bin (BN-301) untuk penyimpanan produk sementara sebelum di ekspor ke pasar.

## BAB III

### SPEKIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

#### 3.1 Spesifikasi Bahan Baku

##### 3.1.1. Anilin



**Gambar 3.1** Struktur Kimia Anilin

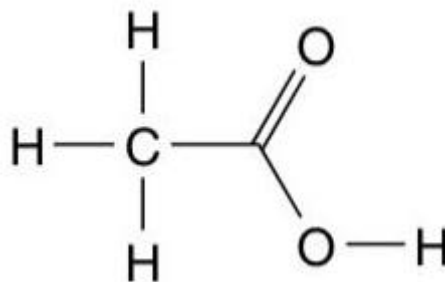
(Sumber: *Organic chemistry*, 2008)

Rumus kimia	: C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>
Berat molekul	: 93,13 kg/kmol
Kemurnian	: 98 %
Densitas	: 1,022 kg/l
Wujud	: Cair
Warna	: Jernih
Titik didih	: 184°C (1 atm) ; 223,0543°C (2,5 atm)

Titik leleh	: -6,2°C (1 atm)
Temperatur kritis	: 426°C
Tekanan kritis	: 52,4 atm
Panas pembakaran	: 820 kkal/kmol
Panas penguapan	: 103,68 kal/gr
Viskositas 20°C	: 4,423 cP

(Kirk., and Othmer, 1981)

### 3.1.2. Asam Asetat



**Gambar 3.2** Struktur Kimia Asam Asetat

(Sumber: *Physical chemistry*, 2008)

Rumus kimia	: CH <sub>3</sub> COOH
Berat molekul	: 60,05 kg/kmol
Kemurnian	: 99,8 %
Densitas	: 1,04928 kg/l

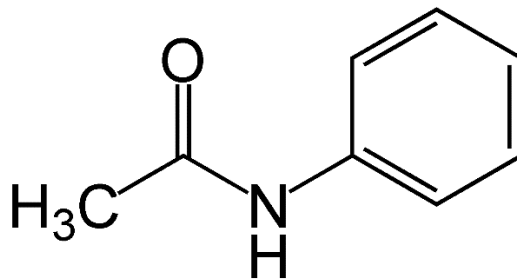


Wujud	: Cair
Warna	: Jernih
Titik didih	: 117-118°C (1 atm) ; 175,2273°C (2,5 atm)
Titik leleh	: 16,635°C (1 atm)
Temperatur kritis	: 321,6°C
Tekanan kritis	: 57,856 kpa
Panas penguapan	: 394,5 j/gr
Viskositas 20°C	: 11,83 cP

(Kirk., and Othmer, 1981)

### 3.2. Spesifikasi Produk

#### 3.2.1. Asetanilida



**Gambar 3.3** Struktur Kimia Asetanilida

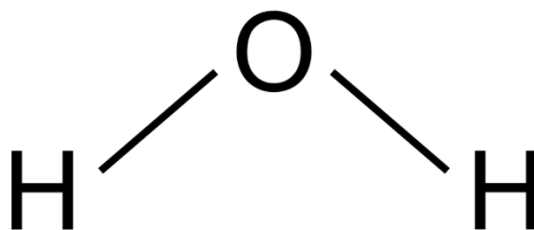
(Sumber: *Physical chemistry*, 2008)

Rumus kimia : C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NHCOCH<sub>3</sub>

Berat molekul	: 135,16 kg/kmol
Kemurnian	: 99,5 %
Densitas	: 1,21 kg/l
Wujud	: Kristal
Warna	: Putih
Titik didih	: 305°C (1 atm) ; 352,1423°C (2,5 atm)
Titik leleh	: 113,7°C
Titik Kritisasi	: 113-60°C
Impuritas	: - Kandungan anilin maksimum 0,3% - Kandungan asam asetat maksimum 0,03% - Kandungan air maksimal 0,05%

(Kirk., and Othmer, 1981)

### 3.2.2. Air



**Gambar 3.4** Struktur Kimia Air

(Sumber: *Physical chemistry*, 2008)

Rumus kimia	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul	: 18,02 kg/kmol
Titik didih	: 100°C
Titik beku	: 0°C
Temperatur Kritis	: 374,15°C
Tekanan Kritis	: 217,62 atm
Tekanan uap	: $16,2680 - \frac{3799,89}{T(\text{oC})+226,35}$ (Kpa)
$\Delta H_f^{\circ}_{298}$	: -68,315 kkal/mol
Kapasitas panas	: $3,470 + 1,450.T + 0,121.10^5 T^{-2}$ (J/mol.K)
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak bewarna

(Kirk., and Othmer, 1981)

## BAB X

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 10.1 Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat dengan Kapasitas 40.000 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 28,51 % dan sesudah pajak 22,81 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,40 tahun dan sesudah pajak 3,02 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 43,87% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 30 – 60% kapasitas produksi.
4. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 20,99 %, yakni batasan kapasitas produksi 20 – 30% sehingga pabrik masih dapat memproduksi karena mendapat keuntungan.
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 47,98%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

## 10.2 Saran

Berdasarkan hasil kesimpulan diatas, Prarancangan Pabrik Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat dengan Kapasitas 40.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya sebelum didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.d., 1995, "Chemical Engineering Cost Estimation",

McGraw Hill Company, New York

Bachus, L and Custodio, A. 2003. Know and Understand Centrifugal Pumps. Bachus Company, Inc. Oxford: UK.

Banchero, Julius T., and Walter L. Badger. 1988. Introduction to Chemical Engineering. McGraw Hill : New York.

[bpsdm.pu.go.id](http://bpsdm.pu.go.id) diakses pada 09 September 2023

Brown, G.George. 1950. Unit Operation 6ed. Wiley & Sons; USA.

Brown.G.George., 1956, Unit Operation 6ed, Wiley & Sons, USA.

Brownell.L.E. and Young.E.H., 1979, Process Equipment Design 3ed, John Wiley & Sons, New York.

Brownell.L.E. and Young.E.H, 1959, Process Equipment Design 3ed, John Wiley & Sons, New York.

Cheremisinoff, N.P. 2002. Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies. Butterworth-Heinemann: USA

Coulson.J.M. and Ricardson.J.F., 1989, Chemical Engineering vol 6,  
Pergamon Press Inc, New York

Coulson.J.M. and Ricardson.J.F., 1983, Chemical Engineering vol 6,  
Pergamon Press Inc, Oxford

Elliott WT. 2018. Alkyd Resins. *Chem. Resist. Thermosets.*:1006–  
1014.doi:10.1016/b978-0-12-814480-0.00007-7.

Erickson DR. 1995. *Degumming and Lecithin Processing and Utilization.*  
AOCS Press.

E Patent CN107033311A. Toluene di-isocyanate (TDI) modified alkyd resin  
and preparation method. Agustus 2017.

Fogler, S. 1965. Elements of Chemical Reaction Engineering. New  
Jersey: Prentice Hall, Inc.

Fogler, H.S., 1999, Elements of Chemical Reaction Engineering, 3rd  
edition,

Prentice Hall P.T.R, New Jersey

Geankoplis, Christie J. 1993. Transport Processes and Unit Operations 3 rd  
edition. Prentice Hall : New Jersey.

Himmeblau, David, 1996, Basic Principles and Calculation in Chemical  
Engineering, Prentice Hall Inc, New Jersey.

Hougen, Olaf A., Watson, Kenneth M. 1947 .“Chemical Process Principles”. New

York : John Wiley & Sons, Inc

<https://www.bps.go.id>, diakses pada 13 September 2023

<https://www.bi.go.id/id/statistik/informasi-kurs/transaksi-bi/kalkulator-kurs.aspx>, diakses pada 10 Oktober 2023

<https://kemenperin.go.id/direktori-perusahaan?what=cat&prov=35>, diakses pada 13 September 2023

<http://www.matche.com>, diakses tanggal 01 Oktober 2023.

<http://www.chemengonline.com/pci/>, diakses tanggal 01 Oktober 2023

Igbo UE, Igwe CC, Akubueze E, Ishiola OR, Odusote AO, Oyewole AO.

2014. Utilisation of Beniseed Oil for the Production of Alkyd Resin.

*IOSR J. Appl. Chem.* 7(5):104–106.doi:10.9790/5736-0753104106.

IOSR Journal of Applied Chemistry No. 2278-5736. Utilisation of Beniseed Oil

For The Production of Alkyd Resin. Mei 2014.

Indonesia. Undang-Undang Republik Indonesia, UU No. 41 Tahun 1999

Pada pasal 15 ayat 2, Tentang Larangan Praktek Monopoli Dan Persaingan Usaha Tidak Sehat.



Joshi, M.V. 1987. Process Equipment Design

Jones, A. 2002. *Crystallization Process System 1<sup>st</sup> Edition*. Butterworth-Heinemann

Kern.D.Q., 1983, Process Heat Transfer, McGraw-Hill Book Company, New York.

Kern.D.Q., 1965, Process Heat Transfer, McGraw-Hill Book Company, New York.

Levenspiel,O,1999, “Chemical Reaction Engineering”, 3rd edition. John Wiley

Lin CY, Ma L. 2021. Comparison of water-removal efficiency of molecular sieves vibrating by rotary shaking and electromagnetic stirring from feedstock oil for biofuel production. *Fermentation*. 7(3).doi:10.3390/fermentation7030132.

and Sons : New York

Ludwig E. Ernest., 1984, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants vol II, Gulf Publishing Company, Houston.

McCabe, W. L. & Smith, J. M., 1999. Unit Operation of Chemical Engineering, 4 th ed., McGraw Hill Book Company, Singapore.

McCabe W.L. and Smith J.C., 1985, Operasi Teknik Kimia, Erlangga, Jakarta.

Megyesy.E.F., 1983, Pressure Vessel Handbook, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, USA.

Merrill, D. R., & Adams, E. Q. (1917). THE HYDROLYSIS OF ACETANILIDE. *Journal of the American Chemical Society*, 39(8), 1588-1598.

Missen, R.W., Mims. C.A., &Saville, B. A., 1999, "Introduction to Chemical

Reaction Engineering and Kinetics", John Wiley and Sons Inc, USA

Meliana N, Harnesa Putri S, Mardawati E. 2019. Optimasi Kondisi Acid Degumming Pada Proses Produksi Lesitin Dari Cpo. *J. Ind. Pertan.* 01(03):70–76.

Moss, Dennis R., 2004. Pressure Vessel Design Manual 3rd Edition. Elsevier

Publishing Inc., USA

Onukwuli OD UC, Emeka M. 2015. Kinetics of Castor Oil Alkyd Resin Polycondensation Reaction. *J. Chem. Eng. Process Technol.* 06(04).doi:10.4172/2157-7048.1000240.

Peter, M.S., and Timmerhans, E.D., 1980, Plant Design and Economics for  
Chemical Engineers, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Company,  
Singapore.

Peter.M.S. and Timmerhause.K.D, 1991, Plant Design and Economic for  
Chemical Engineering 3rd ed, McGraw-Hill Book Company,  
New York.

Perry.R.H. and Green.D, 1997, Perry's Chemical Engineer Handbook 7th ed  
, McGraw-Hill Book Company, New York.

Perry.R.H. and Green.D, 1973, Perry's Chemical Engineer Handbook 5th ed  
, McGraw-Hill Book Company, New York.

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", McGraw-Hill Book  
Company, Tokyo.

Reid, C., Prausnitz, J.M. 1987. The Properties of Gases and Liquids. Ed.  
4th. Mc Graw-Hill. New York.

Rase, H.F., 1977, Chemical Reactor Design for Process Plant, John Willey  
and  
Sons Inc., New York.

Richard D., O'Brien., Fat and Oil., New York: CRC Press., 2009

Research Journal in Engineering and Applied Sciences No. 2276-8467.

Synthesis

and Characterization of Palm Oil Based Air Drying Alkyd Resin For

Surface Coating. 2013.

Ronald W. Rousseau. 1987. Handbook of Separation Process Technology.

John

Wiley and Sons Inc., New York

Smith. J.M. and Van Ness. H. C., 2001, Introduction to Chemical

Engineering Thermodynamics 6<sup>th</sup>, McGraww-Hill Inc, New York.

Ulrich.G.D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and

Economics. John Wiley & Sons Inc, New York.

Van Gerpen J. 2005. Biodiesel processing and production. *Fuel Process.*

*Technol.* 86(10):1097–1107.doi:10.1016/j.fuproc.2004.11.005.

Wallas. S.M., 1988, Chemical Process Equipment, Butterworth Publishers,

Stoneham USA.

Walas, S.M., 1990. Chemical Process Equipment. 3rd ed. Butterworth-

Heinemann

Series in Chemical Engineering, USA.

www.atbbatam.com diakses pada 09 September 2023

www.ocw.ui.ac.id diakses pada 09 September 2023

www.jurnal.um-palembang.ac.id. diakses pada 09 September 2023

[www.water.me.vccs.edu](http://www.water.me.vccs.edu), diakses pada 13 September 2023

[www.icispricing.com](http://www.icispricing.com), diakses pada 20 September 2023

Yaws, C.L., 1999, Chemical Properties Handbook, Mc Graw Hill Book Co.,  
New York