

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL DENGAN
PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**Tugas Khusus :
Perancangan Kolom Distilasi (T-301)**

(Skripsi)

**Oleh
Khairunnisa Emiliana Nadhifah
(2115041126)**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG**

2026

ABSTRAK
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL DENGAN
PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN
(Perancangan Kolom Distilasi (T-301))

Oleh :

Khairunnisa Emiliana Nadhifah

Pabrik Aseton (C_3H_6O) berbahann baku isopropanol (C_3H_8O) dengan proses dehidrogenasi menggunakan katalis Cu/Pt, direncanakan akan didirikan di Cilegon, Banten. Pendirian pabrik berdasarkan atas pertimbangan dekat dengan akses pemasaran, sarana transportasi yang memadai, kebutuhan utilitas yang mencukupi, tenaga kerja yang mudah didapatkan dan kondisi lingkungan.

Pabrik ini direncanakan memproduksi aseton Aseton sebanyak 15.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan berupa isopropanol.

Penyedia kebutuhan utilitas pabrik Aseton terdiri dari unit pengolahan air, udara tekan dan steam. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi *Line and Staff* dengan jumlah karyawan 164 orang.

Dari analisis ekonomi diperoleh :

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	= Rp. 301.568.650.165,518
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	= Rp. 53.217.997.088,032
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	= Rp. 354.786.647.253,550
<i>Break Event Point</i>	(BEP)	= 31,30 %
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	= 15,47 %
<i>Pay Out Time</i>	(POT) _a	= 2,1 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i>	(ROI) _b	= 39,883 %
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) _a	= 31,906 %
<i>Discounted Cash Flow</i>	(DCF)	= 32,53 %

Berdasarkan ringkasan diatas, pendirian pabrik Aseton layak untuk dikaji lebih lanjut karena menguntungkan dan memiliki prospek yang baik di masa mendatang.

Kata kunci : *Aseton, Isopropanol, Proses dehidrogenasi, Katalis Cu/Pt*

ABSTRACT
PRE-DESIGN OF ACETONE PLANT FROM ISOPROPANOL THROUGH
DEHYDROGENATION PROCESS WITH A PRODUCTION CAPACITY OF
15.000 TONS/YEAR
(Design of Distillation Column (T-301))

Written by:

Khairunnisa Emiliana Nadhifah

Aceton (C_3H_6O) is made from isopropanol (C_3H_8O) through a dehydrogenation process using a Cu/Pt catalyst, planned to be build in Cilegon, Banten. Establishment of factories based on close to market access, adequate means of transportation, sufficient utility supplies, easily accessible labor and environmental conditions.

This plant is planned to produce Acetone of 15.000 tons/year, with operating time 24 hours/day, 330 days/year. The raw material used is isopropanol.

Acetone plant's utility requirements consist of water treatment units, compressed air, and steam. The company is structured as a Limited Liability Company (PT) using a line and staff organizational structure with 164 employees.

From the economic analysis it is obtained :

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	= Rp. 301.568.650.165,518
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	= Rp. 53.217.997.088,032
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	= Rp. 354.786.647.253,550
<i>Break Event Point</i>	(BEP)	= 31,30 %
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	= 15,47 %
<i>Pay Out Time</i>	(POT) _a	= 2,1 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i>	(ROI) _b	= 39,88 %
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) _a	= 31,90 %
<i>Discounted Cash Flow</i>	(DCF)	= 32,53 %

Based on the summary above, the establishment of an Acetone plant is feasible for further development because it is profitable and has good prospects in the future.

Kata kunci : *Aceton, Isopropanol, Dehydrogenation process, Cu/Pt Catalyst*

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL DENGAN
PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**Tugas Khusus :
Perancangan Kolom Distilasi (T-301)**

**Oleh
Khairunnisa Emiliana Nadhifah
(2115041126)**

**Skripsi
Sebagai Salah Satu Syarat untuk Mencapai Gelar
SARJANA TEKNIK**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG**

2026

Judul Skripsi

: PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI
ISOPROPANOL DENGAN PROSES
DEHIDROGENASI KAPASITAS 15.000
TON/TAHUN

Nama Mahasiswa

: *Khairunnisa Emiliana Nadhifah*

Nomor Pokok Mahasiswa : 2115041126

Program Studi

: Teknik Kimia

Fakultas

: Teknik



Dr. Heri Rustamaji, S.T., M. Eng.

NIP. 198011212006041002

Panca Nugrahini F., S. T., M. T.

NIP. 197302032000032001

2. Ketua Jurusan Teknik Kimia

Yuli Darni, S. T., M. T.

NIP. 197407122000032001

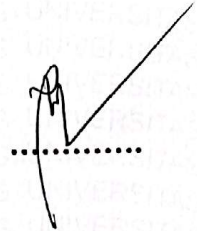
MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

Ketua : **Dr. Heri Rustamaji, S. T., M. Eng.**

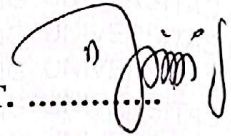


Sekretaris : **Panca Nugrahini F., S. T., M. T.**

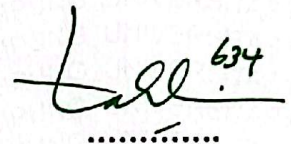


Penguji

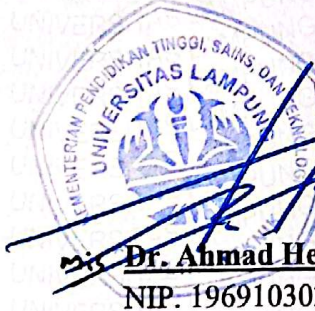
Bukan Pembimbing : **Dr. Eng. Dewi Agustina I., S. T., M. T.**



Taharuddin, S. T., M. Sc.



2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



Dr. Ahmad Herison, S.T., M. T.
NIP. 196910302000031001

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **22 Januari 2026**

LEMBAR PERNYATAAN

Dengan ini menyatakan sebenarnya bahwa:

1. Skripsi yang berjudul Prarancangan pabrik aseton menggunakan proses dehidrogenasi dengan kapasitas 15.000 Ton/Tahun berupa karya ilmiah yang tidak melakukan penjiplakan atau pengutipan atas karya penulis lain atau yang disebut dengan plagiarisme. Kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.
2. Hak intelektual atas karya ilmiah tersebut diserahkan sepenuhnya kepada para dosen peneliti tersebut dan Universitas Lampung.

Atas pernyataan di atas, jika di kemudian hari ternyata ditemukan adanya ketidakbenaran, saya bersedia menanggung sanksi yang diberikan kepada saya dan saya sanggup dituntut sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 20 Februari 2026

Pembuat Pernyataan



Khairunnisa Emiliana Nadhifah



Penulis dilahirkan di Kotaagung pada tanggal 28 November 2001. Penulis merupakan anak pertama dari ibu Siti Nurjannah dan bapak Samsuddin. Penulis merupakan tiga bersaudara dengan memiliki dua orang adik yang bernama Syahla Ulva Kamilah dan Hafiz Firzatullah. Penulis memulai pendidikan di TK Islam Yapibar dan melanjutkan pendidikan sekolah dasar di SDN 4 Kuripan

Pada tahun 2008. Pada tahun 2017, penulis menyelesaikan Pendidikan Sekolah Menengah Pertama di MTs N 1 Tanggamus dan melanjutkan Sekolah Menengah Atas di SMAN 1 Gading Rejo yang diselesaikan pada tahun 2020.

Pada tahun 2021, penulis terdaftar sebagai mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui jalur PMPAP 2021. Selama menjadi mahasiswa penulis aktif dalam organisasi sebagai staff Departemen Edukasi Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila periode 2022 dan 2023..

Pada Januari 2024, penulis mengikuti Kerja Praktik di PT. Kilang Pertamina Internasional RU III Plajudengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja *Heat Exchanger* FLRS E-108 A/B Pada Unit *Residue Fluid Catalytic Cracking* (RFCCU)”. Penulis juga melakukan penelitian yang berjudul “Sintesis dan Karakterisasi Silika *Mesostructured Cellular Foam* (MCF) dari Kaolin Sebagai Adsorben Untuk Penurunan Kadar Rhodamin B Secara *Batch*” di Laboratorium Rekayasa Keramik dan Komposit Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Lampung. Selanjutnya pada Januari – Februari 2025, penulis mengikuti Kuliah Kerja Nyata di Kelurahan Bukit Kemuning, Kecamatan Bukit Kemuning, Lampung Utara.

PERSEMBAHAN

Allah SWT

Alhamdulillahhirabbilamin, Kuucapkan Syukur atas Karunia-Mu dan Dengan Segala Kerendahan Hati meraih Ridho Illahi Robbi dan syafaat nabi Muhammad SAW, Kupersembahkan karya Kecilku ini untuk orang-orang yang aku sayangi

Ayah dan Ibuku

Pada Kedua orangtuaku, Bapak SAMSUDDIN dan Ibu SITI NURJANNAH yang telah memberikan cinta, dukungan, doa yang besar dan pengorbanan yang tak terhingga. Ini hanyalah setitik balasan yang tidak bisa dibandingkan dengan pengorbanan dan kasih sayang kalian selama ini. Terimakasih telah memberikan saya kekuatan dan semangat untuk menyelesaikan studi ini

Dosen Teknik Kimia

Sebagai hormatku, yang telah memberikan ilmu dan petunjuk selama proses belajar mengajar ini. Tidak Lelah untuk memberi ilmu serta membimbing hingga terselesainya skripsi ini.

Diri Saya Sendiri

Skripsi ini saya persembahkan untuk diri saya sendiri, sebagai bukti usaha dan kerja keras saya dalam menyelesaikan studi ini.

Terimakasih karena memutuskan tidak menyerah dan tetap berjuang sampai akhir, sesulit apapun cobaan dalam proses penyusunan tugas akhir ini tetap dihadapi dan telah Menyelesaikannya sebaik dan semaksimal mungkin.

Sahabat-sahabatku,

Terimakasih atas dukungan, doa, bantuan, canda tawa dan ketulusannya selama ini

Dan tak lupa kupersembahkan kepada Almamaterku tercinta, semoga kelak berguna dikemudian hari

MOTTO

***“Sesungguhnya Bersama Kesulitan ada Kemudahan.”
(QS. Al-Insyirah 94:5-6)***

***“Hidup Bukan tentang siapa yang paling cepat, tapi siapa
yang tetap bertahan sampai akhir.
Setiap orang berjalan dengan waktunya sendiri.
Bermimpilah tanpa perlu menjelaskan arahmu, karena
Langkah yang pelan tetap membawa jarak, dan
kelakakan kamu syukuri saat menyadari bahwa semua
jatuh bangun itu tidak pernah sia-sia.”***

***“Turn the pain into power”
(The Script-Superheroes)***

***“Ain’t about how fast I get there, ain’t about what’s waiting
on the other side. It’s the climb”
(Miley Cyrus-The Climb)***

SANWACANA

Atas berkat rahmat hidayat Allah SWT. dengan mengucapkan puji syukur Alhamdulillah, penulis mampu menyelesaikan skripsi yang berjudul “Prarancangan Pabrik Aseton dari Isopropanol dengan Proses Dehidrogenasi dengan Kapasitas 15.000 Ton/Tahun.” sebagai salah satu syarat dalam mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Universitas Lampung.

Pada penyusunan laporan, penulis mendapatkan banyak bantuan, dukungan, bimbingan, dan pengarahan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Kedua orang tua penulis tercinta, Ayah Samsuddin dan Ibu Siti Nurjannah, penulis menyampaikan terimakasih atas doa, perhatian, dan pengorbanan yang selalu diberikan, Ayah dan Ibu selalu hadir dengan kesabaran, serta perjuangan tanpa mengenal lelah dan menyerah demi mengupayakan kehidupan yang terbaik bagi penulis. Meskipun Ayah tidak sempat merasakan Pendidikan hingga bangku perkuliahan, namun dengan penuh ketulusan mampu mendidik penulis, memberikan semangat, motivasi, kasih sayang, serta dukungan moral dan material.
2. Bapak Dr. Heri Rustamaji, S.T., M. Eng. selaku Dosen Pembimbing pertama tugas akhir. Terimakasih sudah meluangkan waktunya dalam memberikan arahan, bimbingan, dan dukungannya dalam proses penyelesaian tugas akhir. Diucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya atas pengetahuan, ide, inspirasi, dan petunjuk yang sangat berharga, khususnya dalam proses penyelesaian tugas akhir ini. Saya juga ingin mengucapkan terimakasih atas kebaikan hati, pemahaman, dan kesabaran yang telah diberikan selama proses penulisan ini. Saya berharap semua kebaikan yang telah bapak berikan akan selalu membawa berkah bagi bapak dan seluruh keluarga.
3. Ibu Panca Nugrahini F., S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing kedua tugas akhir. Penulis mengucapkan terimakasih atas kesediaan Ibu dalam meluangkan waktu untuk memberikan arahan, bimbingan, serta dukungan selama proses penyusunan tugasakhir ini. Penulis juga menyampaikan terimakasih yang sebesar-besarnya atas pengetahuan, inspirasi, serta petunjuk yang sangat berharga, khususnya dalam penyelesaian tugas akhir ini. Semoga segala kebaikan, perhatian, dan kesabaran yang telah ibu berikan senantiasa mendapatkan balasan dan keberkahan

bagi ibu dan keluarga.

4. Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T., M.T. selaku dosen penguji yang memberikan pengetahuan baru, masukan, serta kritik dan saran yang sangat bermanfaat baik dalam proses perkuliahan maupun dalam proses penyusunan tugas akhir ini. Semoga segala kebaikan ibu akan selalu membawa keberkahan bagi ibu dan keluarga.
5. Bapak Taharuddin, S.T., M.Sc. selaku dosen penguji memberikan pengetahuan baru, masukan, serta kritik dan saran yang sangat bermanfaat baik dalam proses perkuliahan maupun dalam proses penyusunan tugas akhir ini. Semoga segala kebaikan bapak akan selalu membawa keberkahan bagi bapak dan keluarga.
6. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Lampung. Penulis mengucapkan terimakasih atas ketersediaan ibu dalam meluangkan waktu untuk memberikan arahan dan dukungan selama proses penyelesaian tugas akhir ini. Semoga segala kebaikan ibu akan selalu membawa keberkahan bagi ibu dan keluarga.
7. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia yang sudah memberikan ilmu dan wawasan yang bermanfaat dalam proses pembelajaran dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
8. Serangkai MCF (Carissa, Intan Padu, Nabila Elvianita, Intan Permatasari dan Aina Mardiyah) sebagai partner perkuliahan yang selalu membersamai dan melengkapi penulis atas kerjasama selama ini dalam penyelesaian kuliah serta mendampingi dalam keadaan suka duka, menyemangati dan selalu memberikan canda tawa kepada penulis. Tanpa dukungan dan kerjasama yang diberikan, penulis mungkin belum dapat mencapai titik ini. Penulis berharap silaturahmi yang telah terjalin dapat terus terjaga dengan baik kedepannya..
9. Teman-teman penulis, terutama Yessa, Dera dan Laras, yang telah memberikan dukungan, semangat, serta kesediaan untuk selalu mendengarkan cerita dan keluh kesah penulis selama proses penyusunan Tugas Akhir. Penulis berharap silaturahmi yang telah terjalin dapat terus terjaga dengan baik kedepannya. Teman-teman penulis, terutama Adila dan Ayu, serta Dilla, Nadiyah, Yayah, dan Putri, yang telah memberikan dukungan, semangat, serta kesediaan untuk selalu mendengarkan cerita dan keluh kesah penulis selama proses penyusunan Tugas Akhir. Penulis berharap silaturahmi yang telah terjalin dapat terus terjaga dengan baik ke depannya.
10. Semua pihak dan kakak-kakak Teknik Kimia yang telah membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini serta teman-teman Teknik Kimia angkatan 21 yang

telah memberikan semangat kepada penulis dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.

11. Penulis juga mengucapkan terimakasih kepada diri sendiri yang telah berusaha menyelesaikan tugas akhir ini dengan penuh kesabaran, walaupun diiringi dengan tangisan disetiap langkahnya namun bisa selesai dengan haru kebahagiaan. Dalam prosesnya, penulis menghadapi berbagai tantangan, rasa lelah, dan keraguan, namun tetap berusaha untuk terus melangkah. Setiap proses yang dijalani menjadi pembelajaran berharga yang membentuk kedewasaan dan ketekunan. Pencapaian ini merupakan hasil dari komitmen penulis untuk tidak menyerah hingga akhir. Semoga Allah SWT membalas semua kebaikan mereka terhadap penulis dan semoga Tugas Akhir ini berguna dikemudian hari.

Penulis menyadari bahwa laporan masih jauh dari kata sempurna, sehingga saran dan masukan membangun diperlukan oleh penulis agar laporan sempurna di kemudian hari. Akhir kata, penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat dan berguna.

Bandar Lampung, 20 Februari 2026

Penulis,

KHAIRUNNISA EMILIANA NADHIFAH

DAFTAR ISI

ABSTRAK	xiv
ABSTRACT	ixiv
DAFTAR ISI	xxivv
DAFTAR TABEL	xvii
DAFTAR GAMBAR	xxi
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kegunaan Produk	2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.4 Kapasitas Pabrik	3
1.5 Lokasi Pabrik.....	7
BAB II	10
DESKRIPSI PROSES	10
2.1 Jenis Proses	10
2.2 Pertimbangan Pemilihan Proses	12
2.3 Uraian Proses.....	20
BAB III	23
SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK.....	23
3.1 Bahan Baku	23
3.2 Produk	23
3.3 Bahan Baku Penunjang	24
BAB IV	25
NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI.....	25
4.1 Neraca Massa	25
4.2 Neraca Energi	28
BAB V	xiv
SPESIFIKASI PERALATAN	32
5.1 Spesifikasi Peralatan Proses	32
5.2 Spesifikasi Peralatan Utilitas.....	47

BAB VI.....	76
UTILITAS	76
6.1 Unit Pendukung Proses.....	76
6.2 Pengolahan Limbah	89
6.3 Laboratorium.....	90
6.4 Instrumentasi dan Pengendalian Proses	92
BAB VII	95
TATA LETAK PABRIK.....	95
7.1 Lokasi Pabrik.....	95
7.2 Tata Letak Pabrik.....	97
7.3 Estimasi Area Pabrik	101
7.4 Tata Letak Peralatan Proses	101
BAB VIII	103
SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN.....	103
8.1 Bentuk Perusahaan	103
8.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	105
8.3 Tugas dan Wewenang	107
8.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian	113
8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	114
8.6 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan	116
8.7 Kesejahteraan Karyawan.....	121
BAB IX.....	122
INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	122
9.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	122
9.2 Dasar Perhitungan.....	123
9.3 Perhitungan Biaya.....	123
9.4 Analisis Kelayakan	129
9.5 Hasil Perhitungan	132
BAB X.....	139
SIMPULAN DAN SARAN.....	139
10.1 Simpulan	139
10.2 Saran	139

DAFTAR PUSTAKA.....	140
LAMPIRAN A NERACA MASSA	
LAMPIRAN B NERACA ENERGI	
LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN	
LAMPIRAN D UTILITAS	
LAMPIRAN E INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	
LAMPIRAN F TUGAS KHUSUS	

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Aseton di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Estimasi Penggunaan Aseton di Indonesia.....	4
Tabel 1. 3 Data Kapasitas Pabrik di Dunia.....	4
Tabel 2. 1 Perbandingan Proses Pembuatan Aseton dari Berbagai Bahan Baku..	15
Tabel 2. 2 Data ΔH°_f dan ΔG°_f masing-masing komponen (kJ/mol).....	17
Tabel 2. 3 Data Kapasitas Panas Gas (C_p dalam J/mol.K)	17
Tabel 4. 1 Neraca Massa Mixed Point 01 (MP-101).....	26
Tabel 4. 2 Neraca Massa Vaporizer (E-201)	26
Tabel 4. 3 Neraca Massa Knock Out Drum 01 (KOD-101)	26
Tabel 4. 4 Neraca Massa Total di Reaktor (RE-301)	27
Tabel 4. 5 Neraca Massa Partial Condensor (PC-201).....	27
Tabel 4. 6 Neraca Massa Knock Out Drum (KOD-201)	27
Tabel 4. 7 Neraca Massa Kolom Distilasi 01 (T-301).....	28
Tabel 4. 8 Neraca Energi di Mixed Point 01 (MP-101)	28
Tabel 4. 9 Neraca Energi di Vaporizer (E-101)	29
Tabel 4. 10 Neraca Energi di Heater (E-102)	29
Tabel 4. 11 Neraca Energi di Reaktor (RE-201).....	29
Tabel 4. 12 Neraca Energi di Cooler (E-201)	30
Tabel 4. 13 Neraca Energi di Kompresor (C-201).....	30
Tabel 4. 14 Neraca Energi di Partial Condensor (PC-201)	30
Tabel 4. 15 Neraca Energi di Heater 2 (E-401)	30
Tabel 4. 16 Neraca Energi di Kolom Distilasi 1 (T-401)	31
Tabel 4. 17 Neraca Energi di Cooler 2 (E-402)	31
Tabel 5.1. 1 Spesifikasi Storage Tank Bahan Baku (ST-101).....	32
Tabel 5.1. 2 Spesifikasi Vaporizer (E-101)	33
Tabel 5.1. 3 Spesifikasi Knock Out Drum (KOD-101).....	34
Tabel 5.1. 4 Spesifikasi Heater 01 (E-102).....	35
Tabel 5.1. 5 Spesifikasi Reaktor (RE-201).....	35
Tabel 5.1. 6 Spesifikasi Cooler 01 (E-201)	36

Tabel 5.1. 7 Spesifikasi Partial Condensor (PC-201)	37
Tabel 5.1. 8 Spesifikasi Knock Out Drum (KOD-201).....	38
Tabel 5.1. 9 Spesifikasi Heater 2 (E-301).....	39
Tabel 5.1. 10 Spesifikasi Kolom Distilasi 01 (T-301).....	39
Tabel 5.1. 11 Spesifikasi Condensor 01 (CD-301)	40
Tabel 5.1. 12 Spesifikasi Akumulator 01 (V-301).....	41
Tabel 5.1. 13 Spesifikasi Cooler 02 (E-302).....	41
Tabel 5.1. 14 Spesifikasi Reboiler 01 (RB-301).....	42
Tabel 5.1. 15 Spesifikasi Storage Tank Aseton (ST-401)	43
Tabel 5.1. 16 Spesifikasi Pompa 01 (P-101).....	44
Tabel 5.1. 17 Spesifikasi Pompa 02 (P-301).....	44
Tabel 5.1. 18 Spesifikasi Pompa 03 (P-302).....	45
Tabel 5.1. 19 Spesifikasi Pompa 04 (P-303).....	45
Tabel 5.1. 20 Spesifikasi Pompa 06 (P-102).....	46
Tabel 5. 1 Spesifikasi Bak Sedimentasi (SB-401)	47
Tabel 5. 2 Spesifikasi Tangki Alum (ST-401).....	47
Tabel 5. 3 Spesifikasi Tangki Kaporit (ST-402).....	48
Tabel 5. 4 Spesifikasi Tangki NaOH (ST-403).....	48
Tabel 5. 5 Spesifikasi Clarifier (CL-401).....	49
Tabel 5. 6 Spesifikasi Sand Filter (SF-401)	49
Tabel 5. 7 Spesifikasi Tangki Air Filter (ST-404)	50
Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Air Domestik	51
Tabel 5. 9 Spesifikasi Tangki Air Hidran.....	51
Tabel 5. 10 Spesifikasi Cooling Tower (CT-401).....	52
Tabel 5. 11 Spesifikasi Asam Sulfat (ST-405).....	52
Tabel 5. 12 Spesifikasi Tangki Dispersant (ST-406)	53
Tabel 5. 13 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-407)	54
Tabel 5. 14 Spesifikasi Cation Exchanger (CE-401)	54
Tabel 5. 15 Spesifikasi Anion Exchanger (AE-401).....	55
Tabel 5. 16 Spesifikasi Deaerator (DE-401).....	56
Tabel 5. 17 Spesifikasi Tangki Air Proses (ST-408).....	56
Tabel 5. 18 Spesifikasi Tangki Kondensat (ST-409)	57

Tabel 5. 19 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-410)	58
Tabel 5. 20 Spesifikasi Tangki Demin Water (ST-411).....	58
Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Downtherm A Media Pemanas	59
Tabel 5. 22 Spesifikasi Boiler (B-401).....	60
Tabel 5. 23 Spesifikasi Cold Basin (CB-401)	60
Tabel 5. 24 Spesifikasi Hot Basin (HB-401).....	60
Tabel 5. 25 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401)	61
Tabel 5. 26 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-402)	61
Tabel 5. 27 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-403)	62
Tabel 5. 28 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-404)	62
Tabel 5. 29 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-405)	63
Tabel 5. 30 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-406)	63
Tabel 5. 31 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-407)	64
Tabel 5. 32 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-408)	64
Tabel 5. 33 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-409)	65
Tabel 5. 34 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-410)	65
Tabel 5. 35 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-411)	66
Tabel 5. 36 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-412)	66
Tabel 5. 37 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-413)	67
Tabel 5. 38 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-414)	68
Tabel 5. 39 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-415)	68
Tabel 5. 40 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-416)	69
Tabel 5. 41 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-417)	69
Tabel 5. 42 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-418)	70
Tabel 5. 43 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-419)	70
Tabel 5. 44 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-420)	71
Tabel 5. 45 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-421)	71
Tabel 5. 46 Spesifikasi Blower Steam (BL-401).....	72
Tabel 5. 47 Spesifikasi Air Dryer (AD-501).....	72
Tabel 5. 48 Spesifikasi Air Compressor (CP-501).....	72
Tabel 5. 49 Spesifikasi Cyclone (CY-501).....	73
Tabel 5. 50 Spesifikasi Blower Udara 1 (BL-501).....	73

Tabel 5. 51 Spesifikasi Blower Udara 2 (BL-502).....	73
Tabel 5. 52 Spesifikasi Blower Udara 3 (BL-503).....	74
Tabel 5. 53 Spesifikasi Blower Udara 4 (BL-504).....	74
Tabel 5. 54 Spesifikasi Generator Listrik (GS-401).....	74
Tabel 5. 55 Spesifikasi Tangki BBM (ST-401)	75
Tabel 6. 1 Peralatan yang Membutuhkan Air Pendingin	78
Tabel 6. 2 Peralatan yang Membutuhkan <i>Steam</i>	81
Tabel 6. 3 Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	93
Tabel 6. 4 Pengendalian Variabel Utama Proses	94
Tabel 7. 1 Perincian Luas Area Pabrik Aseton.....	101
Tabel 8. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu.....	121
Tabel 8. 2 Perincian Tingkat Pendidikan	122
Tabel 8. 3 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses	123
Tabel 8. 4 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat utilitas.....	124
Tabel 8. 5 Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan	125
Tabel 9. 1 <i>Minimum Acceptable Percent Return On Investment</i>	130
Tabel 9. 2 <i>Acceptable Pay Out Time</i> untuk Tingkat Resiko Pabrik	131
Tabel 9. 3 Direct Cost.....	132
Tabel 9. 4 Indirect Cost	133
Tabel 9. 5 Direct Manufacturing Cost.....	134
Tabel 9. 6 Fixed Manufacturing Cost.....	134
Tabel 9. 7 General Expenses	134
Tabel 9. 8 Discounted Cash Flow dan Net Present Value.....	137
Tabel 9. 9 Hasil Uji Kelayakan Ekonomi.....	138

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Diagram Alir Produksi Aseton dengan Proses Oksidasi Cumene	11
Gambar 2. 2 Diagram Alir Produksi Aseton dengan Proses Oksidasi Dehidrogenasi	12
Gambar 2. 3 Diagram Alir Produksi Aseton dengan Proses Oksidasi Propane	13
Gambar 6. 1 <i>Cooling Tower</i>	79
Gambar 6. 2 Diagram <i>Cooling Water System</i>	80
Gambar 6. 3 <i>Deaerator</i>	82
Gambar 6. 4 Diagram Alir Pengolahan Air	82
Gambar 7. 1 Tata Letak Pabrik	100
Gambar 7. 2 Prakiraan Lokasi Pembangunan Pabrik (Google Maps, 2025).....	100
Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	106
Gambar 9. 1 Kurva Break Even Point dan Shut Down Point	136
Gambar 9. 1 Kurva Cumulative Cash Flow Metode DCF	138

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dalam era globalisasi dan industrialisasi yang semakin pesat, Indonesia berambisi untuk menjadi negara maju yang berdaya saing di panggung internasional. Industri kimia adalah salah satu sektor strategis yang memainkan peran penting dalam mewujudkan visi ini karena, sebagai fondasi dari berbagai sektor industri lainnya. Industri ini memiliki potensi besar untuk mendorong pertumbuhan ekonomi, menciptakan nilai tambah, dan meningkatkan kemandirian bangsa. Namun saat ini, industri kimia Indonesia masih menghadapi tantangan besar, yaitu ketergantungan pada impor bahan baku dan produk kimia dari negara lain. Hal ini membuat industri tersebut tidak dapat menghasilkan produk yang berkualitas tinggi dan kompetitif.

Aseton, yang secara sistematis dikenal sebagai 2-propanone (nomenklatur IUPAC), adalah senyawa keton alifatik paling sederhana dengan rumus molekul $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$. Senyawa ini memiliki gugus karbonil ($\text{C}=\text{O}$) yang terikat pada dua gugus alkil.

Aseton pertama kali ditemukan atau diamati pada tahun 1595 sebagai hasil sampingan dari proses penyulingan gula timbal (timbal asetat). Dengan kata lain, aseton awalnya tidak diproduksi secara khusus, melainkan muncul secara tidak sengaja selama proses distilasi gula. Namun, komposisi kimia aseton baru ditentukan secara akurat pada tahun 1832 oleh Justus von Liebig dan Jean-Baptiste Dumas. Mereka berhasil mengidentifikasi aseton melalui metode distilasi destruktif dari berbagai sumber, termasuk asetat logam, kayu, karbohidrat, serta melalui fermentasi etanol dan pirolisis asam sitrat (Othmer, 2006). Pada pertengahan abad ke-20, metode produksi aseton mengalami perkembangan yang signifikan. Proses dehidrogenasi isopropanol dan oksidasi cumene menjadi fenol (dengan aseton sebagai produk sampingan) menjadi metode industri yang dominan. Kedua proses ini, bersama dengan oksidasi propilena, bertanggung jawab atas lebih dari 95% produksi aseton global pada tahun 1950-an dan 1960-an

(Ullman, 2007). Saat ini, produksi aseton terutama dilakukan melalui dua cara utama:

1. Dehidrogenasi Isopropanol: Reaksi dehidrogenasi isopropanol menghasilkan aseton dan hidrogen. Reaksi ini biasanya dilakukan dengan bantuan katalis tembaga pada suhu tinggi.
2. Oksidasi cumene: Proses ini melibatkan oksidasi kumena menjadi hidroperoksida kumena, yang kemudian dipecah menjadi fenol dan aseton. Aseton merupakan produk sampingan yang berharga dalam produksi fenol.

Indonesia harus memiliki pabrik aseton. Pabrik Aseton di Indonesia akan menghasilkan beberapa keuntungan, seperti:

1. Meningkatkan sektor industri yang menggunakan aseton sebagai bahan baku
2. Meningkatkan pendapatan dan kesempatan kerja.

1.2 Kegunaan Produk

Aseton merupakan pelarut organik yang sangat penting dan banyak digunakan dalam berbagai aplikasi industri. Berdasarkan data impor aseton Indonesia tahun 2023, sekitar 40% aseton digunakan di sektor industri kimia, khususnya dalam produksi bahan baku resin seperti *Bisphenol A* (BPA) dan *Methyl Methacrylate* (MMA). Selain itu, aseton juga banyak digunakan sebagai pelarut dalam formulasi cat dan pigmen, serta dalam industri kosmetik, farmasi, dan bahan perekat (Thufailah *et al.*, 2023) dan (Sedijani *et al.*, 2024). Selain peranannya sebagai pelarut, aseton juga berfungsi sebagai bahan antara (*intermediate*) dalam produksi berbagai senyawa kimia penting, seperti *Acetone Cyanohydrin*, *Methyl Methacrylate* (monomer), *Diacetone Alcohol* (pelarut), *Methyl Isobutyl Carbinol*, dan *Methyl Isobutyl Ketone* (Dwi *et al.*, 2020). Dalam proses industri, aseton juga digunakan sebagai pelarut organik dalam reaksi kimia, misalnya pada produksi Asetilena dan *Cellulose Acetate* (inhibits glucagon gene expression through Pax-6, 1996) dan (Bajpai, 2017).

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan aseton adalah isopropanol dengan kemurnian minimal 99,9%. Bahan baku isopropanol ini rencananya akan diperoleh dari luar negeri, yaitu Shandong Quanhua Intelligent Equipment Co.Ltd, China.

1.4 Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik karena akan mempengaruhi perhitungan teknis dan ekonomis. Meskipun secara teori semakin besar kapasitas pabrik kemungkinan keuntungan yang diperoleh akan semakin besar, Penentuan kapasitas perancangan pabrik aseton yang akan dibangun, dilakukan dengan menggunakan pendekatan proyeksi permintaan pasar berbasis data historis dengan metode rata-rata pertumbuhan tahunan sederhana atau *Average Annual Growth Rate* (AAGR) dan analisis peluang pasar.

1. Data Impor Aseton dalam Negeri

Berdasarkan data impor dari Badan Pusat Statistik di Indonesia dari tahun 2020-2024, kebutuhan aseton disajikan pada tabel 1.1 berikut:

Tabel 1. 1 Data Impor Aseton di Indonesia

Tahun ke-	Tahun	Jumlah (ton) / tahun
1	2020	16.745,963
2	2021	19.988,196
3	2022	24.816,223
4	2023	19.308,996
5	2024	18.963,492

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia, 2025

Berdasarkan data impor di atas, kebutuhan aseton di Indonesia mengalami peningkatan dari tahun 2020 hingga 2022, namun terjadi penurunan pada tahun 2023 dan 2024. Meskipun demikian, secara

keseluruhan permintaan aseton masih cukup tinggi, sehingga pendirian pabrik produksi aseton sangat diperlukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri secara lebih mandiri dan mengurangi ketergantungan pada impor.

2. Data Konsumsi Aseton

Konsumsi aseton di Indonesia dapat dilihat dari perkembangan ekspor-impor komoditas aseton. Karena dalam kurun waktu beberapa tahun yaitu dari tahun 2020-2024, Indonesia hanya mengimpor aseton dari luar negeri tanpa ada ekspor komoditi yang sama, sehingga konsumsi aseton di Indonesia dihitung dari perkembangan impor saja.

Berdasarkan data World Bank COMTRADE, total impor aseton Indonesia pada tahun 2023 mencapai sekitar 19.310 ton per tahun. Berdasarkan segmentasi pasar global dan regional, estimasi penggunaan aseton di Indonesia pada tahun 2023 disajikan pada tabel 1.2 berikut:

Tabel 1.2 Estimasi Penggunaan Aseton di Indonesia

Nomor	Sektor Industri	Estimasi (%)	Estimasi Jumlah (ton)
1	Industri kimia (BPA/MMA)	40	$\approx 7.700 - 8.700$
2	Cat & coatings	20	≈ 3.900
3	Kosmetik & <i>personal care</i>	10	≈ 1.900
4	Farmasi & laboratorium	10	≈ 1.900
5	Perekat & sealant	20	≈ 3.900

Sumber: World Bank COMTRADE

Tabel 1.3 Data Kapasitas Pabrik di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton)
Georgia Gulf	Pasadena, Texas	44.000
Texaco	El Dorado, Kan	30.000
Arco Chemical Co.	Bayport, TX	28.123

BTL, Specialty Resins Corp.	Blue Island, IL	24.040
JLM Industries	Blue Island, IL	26.000

Dari total impor sekitar 18.963,492 ton aseton pada tahun 2024, sebagian besar digunakan di sektor kimia dasar (sekitar 40%). Sisanya terbagi ke sektor cat, kosmetik, farmasi, dan bahan perekat. Walaupun data resmi per sektor tidak secara eksplisit tersedia, estimasi ini didasarkan pada distribusi penggunaan asetat global yang relevan dengan struktur industri di Indonesia

Pada dasarnya, tujuan membangun pabrik aseton di Indonesia adalah untuk menghasilkan keuntungan yang paling besar dan mengurangi ketergantungan impor aseton dari negara lain, yang pada gilirannya akan menghasilkan peningkatan nilai devisa negara.

3. Menghitung Rata-Rata Pertumbuhan Tahunan Sederhana (AAGR)

Cara menghitung rata-rata pertumbuhan tahunan sederhana atau *Average Annual Growth Rate* dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan:

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

Dimana; i = rata-rata pertumbuhan tahunan sederhana (AAGR)

n = total tahun data

%P = persentase pertumbuhan tiap tahun:

$$\%P = \frac{Y_t - Y_{t-1}}{Y_{t-1}} \times 100\%$$

Dimana; Y_t = nilai data pada tahun ke-t

Y_{t-1} = nilai data pada tahun ke-t-1

Selanjutnya, hitung %P untuk tiap tahun berdasarkan data pada tabel 1.1:

- Tahun 2021 = $\frac{19.988,196 - 16.745,963}{16.745,963} \times 100\% = 19,36 \%$
- Tahun 2022 = $\frac{24.816,223 - 19.988,196}{19.988,196} \times 100\% = 24,15 \%$
- Tahun 2023 = $\frac{19.308,996 - 24.816,223}{24.816,223} \times 100\% = -22,19 \%$
- Tahun 2024 = $\frac{18.963,492 - 19.308,996}{19.308,996} \times 100\% = -1,79 \%$

Kemudian menghitung rata-rata pertumbuhan tahunan:

$$i = \frac{19,36 + 24,15 + (-22,19) + (-1,79)}{4} = \frac{19,53}{4} = 4,88 \%$$

Jadi, rata-rata pertumbuhan tahunan aseton selama 5 tahun terakhir adalah 4,88 %

4. Proyeksikan Kebutuhan Aseton Tahun 2030 (Tahun ke-11)

Setelah rata-rata pertumbuhan tahunan sederhana, untuk memproyeksikan kebutuhan aseton pada tahun ke-11 atau tahun 2030 dapat menggunakan persamaan pertumbuhan majemuk.

$$M_{\text{baru}} = (M_{\text{konsumsi}} + M_{\text{ekspor}}) - (M_{\text{produksi}} + M_{\text{impor}})$$

Dimana;

- M_{konsumsi} = kebutuhan dalam negeri (proyeksi kebutuhan tahun 2030)
- M_{ekspor} = target ekspor (jika ada, bisa diasumsikan nol atau target tertentu)
- M_{produksi} = kapasitas pabrik lama (jika ada, diasumsikan nol jika belum ada pabrik)
- M_{impor} = impor saat ini (diasumsikan nol jika pabrik baru menggantikan impor)

Sehingga;

$$\begin{aligned} y_{2030} &= y_{2024} \times (1 + i)^{(2030 - 2024)} \\ y_{2030} &= 18.963,492 \times (1 + 0,0488)^6 \\ y_{2030} &= 18.963,492 \times (1,0488)^6 \\ y_{2030} &= 18.963,492 \times 1,331 \\ y_{2030} &= 25.244,288 \end{aligned}$$

Jadi, kebutuhan aseton pada tahun 2030 sebesar 25.244,288 ton. Namun dalam peraturan perundang-undangan Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 1999 tentang praktik monopoli dan persaingan usaha tidak sehat pada bab III pasal 4 ayat 2 yang menyatakan pelaku usaha atau kelompok pelaku usaha tidak diperbolehkan menguasai lebih dari 75% pangsa pasar. Sehingga kebutuhan impor yang digunakan untuk menentukan kapasitas produksi ditetapkan 50% sebesar 12.622,144 ton/tahun (15.000 ton/tahun).

Dari kapasitas 15.000 ton per tahun tersebut, akan dialokasikan ke sektor kimia dasar sebesar 40% dari jumlah produksi. Sisa dari alokasi kimia dasar akan didistribusikan ke sektor-sektor lain seperti cat, kosmetik, farmasi, dan bahan perekat. Alokasi ini didasarkan pada data World Bank COMTRADE pada tabel 1,2 yang mencerminkan pola penggunaan aseton di pasar domestik. Sedangkan sisa dari kapasitas produksi yang belum digunakan akan dialokasikan untuk pasar global dan sebagai cadangan guna mengantisipasi fluktuasi permintaan.

Dengan demikian, pabrik ini diharapkan dapat mendukung pertumbuhan industri kimia nasional sekaligus membuka peluang penetrasi pasar regional yang terus berkembang.

1.5 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi adalah hal yang sangat penting dalam perancangan pabrik, karena hal ini berhubungan langsung dengan nilai ekonomis pabrik yang akan didirikan. Berdasarkan beberapa pertimbangan maka pabrik ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilegon Provinsi Banten. Pertimbangan-pertimbangan tersebut meliputi:

1. Pemasaran

Prospek pasar sangat penting karena keuntungan dan kerugian suatu pabrik sangat bergantung pada pemasaran produknya. Oleh karena itu, lokasi pabrik harus didirikan di daerah dengan prospek pemasaran yang cerah. Sebagian besar produk aseton banyak dibutuhkan oleh industri resin, cat, kosmetik, dan farmasi. Produk aseton dapat dipasarkan ke industri-industri dalam negeri seperti PT. INEOS Aromatics Indonesia, PT Chandra Asri Petrochemical Tbk (PT CAP), PT Asian Paint Indonesia, Nippon Paint Holdings Co (NIPSEA Paint and Chemicals), PT Kimia Farma Tbk, PT Dexa Medica Indonesia dan berbagai pabrik plastik (seperti Safana Plastik dan KBS International). Dengan demikian, sangat menguntungkan jika pabrik aseton didirikan di lokasi yang berdekatan dengan industri-industri tersebut.

2. Sarana Transportasi

Tersedianya sarana transportasi yang memadai, seperti jalan raya dan tol dengan kondisi baik, serta kedekatan dengan pelabuhan bongkar muat Cigading dan pelabuhan penyeberangan Merak, sangat mendukung proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Dengan fasilitas ini, pengambilan bahan baku isopropanol dari China dan distribusi produk, baik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun untuk ekspor, dapat berjalan lancar tanpa hambatan.

3. Sumber Bahan Baku

Penyediaan bahan baku merupakan hal yang sangat penting dalam pengoperasian pabrik, karena kelancaran operasional sangat bergantung pada ketersediaan bahan baku maupun akses pelabuhan untuk masuknya barang. Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan aseton adalah isopropanol, yang rencananya akan didatangkan dari Shandong Qianhua Intelligent Equipment Co.Ltd, China. Oleh karena itu, lokasi pabrik dipilih sedemikian rupa agar dekat dengan sarana transportasi, yaitu Pelabuhan Merak, Banten.

4. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Tenaga kerja berkualitas dan berpotensi dapat dipenuhi melalui kerja sama dengan alumni universitas seluruh Indonesia, baik dari lembaga pemerintah, swasta, maupun bahkan dari luar negeri. Sementara itu, tenaga kerja untuk operasional pabrik terutama dapat diperoleh dari daerah Cilegon dan sekitarnya, mengingat Cilegon merupakan salah satu kawasan industri utama di Banten dengan tingkat kepadatan penduduk yang tinggi. Dengan demikian, penyediaan tenaga kerja, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik, dapat dipenuhi dari wilayah sekitar. Tenaga kerja mutlak diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin produksi, dan pendirian pabrik diharapkan dapat menyerap tenaga kerja serta mengurangi angka pengangguran di daerah tersebut.

5. Utilitas

Untuk kelancaran operasional pabrik, perlu diperhatikan sarana pendukung seperti air, listrik, bahan bakar, dan lainnya agar proses produksi

berjalan dengan baik. Penyediaan tenaga listrik diperoleh dari PLN, dengan generator set sebagai cadangan. Sumber air berasal dari Sungai Cidanau.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Jenis Proses

Dalam pembuatan aseton terdapat beberapa proses yang sudah diterapkan dalam skala industri, diantaranya oksidasi *cumene*, dehidrogenasi isopropanol, oksidasi *propene* dan oksidasi isopropanol.

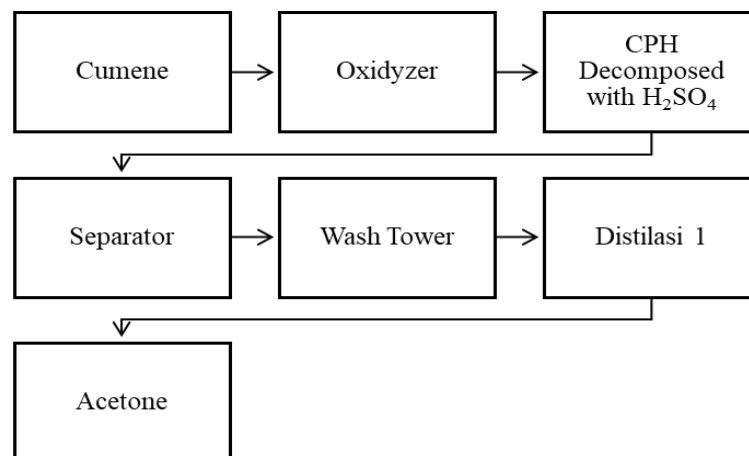
1. Oksidasi *Cumene*

Bahan baku *cumene* dioksidasi menjadi cumen hidroperoksida dalam reaktor. Reaktor yang digunakan adalah *oxidizer* dengan kondisi operasi adiabatik pada suhu 80 - 130°C dan tekanan 620 kPa. Pada umumnya proses oksidasi ini dijakankan dalam tiga atau empat reaktor yang dipasang seri.

Hasil oksidasi berupa cumen hidroperoksida kemudian ditambah asam dan akan bereaksi membentuk suatu campuran yang terdiri dari phenol, aseton dan berbagai produk lain seperti *cumylphenols*, *acetophenols*, *dimethylphenylcarbinol*, *a-methylstyrene*, dan *hidroxyacetone*. Campuran ini kemudian dinetralkan dengan menambahkan larutan natrium *phenoxide* atau basa yang lain atau dengan resin penukaran ion (*ion exchanger resin*). Selanjutnya campuran dipisahkan dalam empat menara distilasi dan crude aseton diperoleh sebagai *top product* pada menara kedua. (Ullman, 2007)

Reaksi:



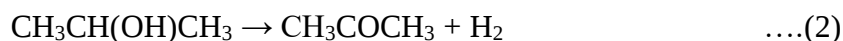


Gambar 2. 1 Diagram Alir Produksi Aseton dengan Proses Oksidasi Cumene

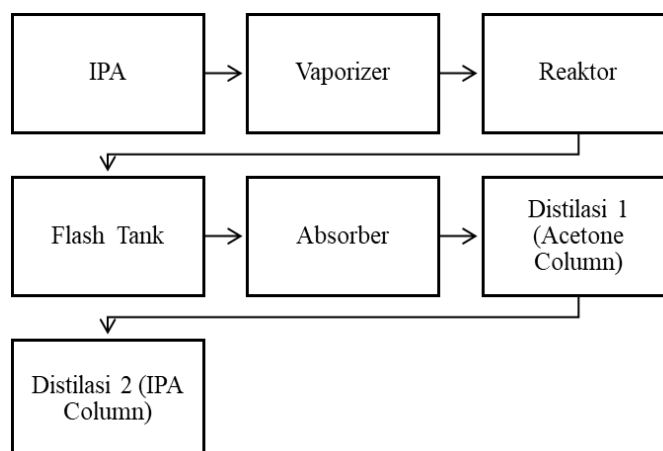
2. Dehidrogenasi Isopropanol

Bahan baku isopropanol direaksikan menjadi aseton dan hidrogen dengan katalis *copper oxide*. Reaktor yang digunakan adalah jenis *fixed bed multitube*. Reaksi berlangsung dalam fasa gas serta bersifat endotermis yang membutuhkan tambahan panas dari luar reaktor untuk menjaga agar suhu dalam reaktor tetap tinggi.

Reaksi:



Produk keluar reaktor adalah aseton sebagai produk utama, gas hidrogen, isopropanol, dan air. Pemisahan aseton dari gas hidrogen dilakukan dengan kondensasi, karena gas hidrogen bersifat *noncondensable*. Selanjutnya aseton dimurnikan dengan cara distilasi (Ullman, 2007)



Gambar 2. 2 Diagram Alir Produksi Aseton dengan Proses Oksidasi Dehidrogenasi

3. Oksidasi *Propene*

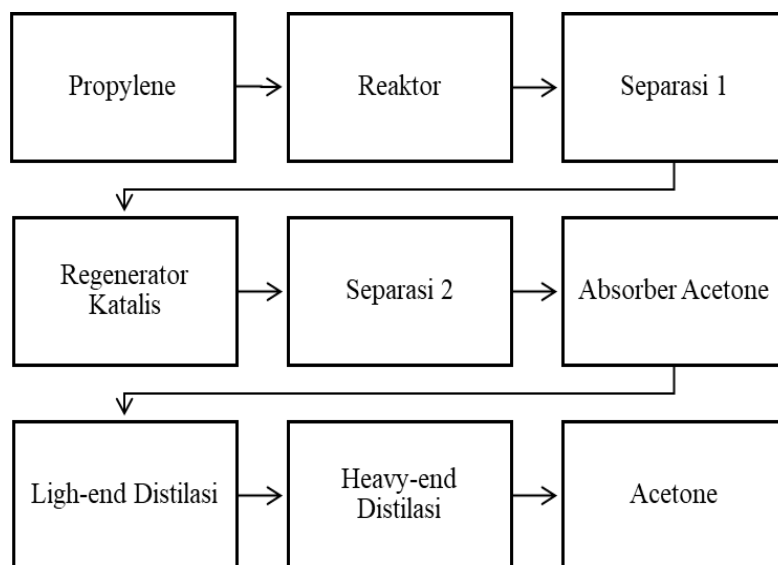
Bahan baku *propene* direaksikan langsung dengan udara melalui proses oksidasi membentuk aseton dan *propionaldehyde*. Konversi yang diperoleh berkisar 99%. Proses ini hanya diterapkan di Jepang.

Reaksi berlangsung pada suhu 110 - 120°C dan tekanan 1 - 1,4 MPa. Katalis yang digunakan dalam proses ini adalah 0,045 M palladium(II) chloride, 1.8 M copper(II) chloride dan asam asetat.

Reaksi:



Produk keluaran reaktor berupa aseton, propional dehidra, *chlorinated carbonyl* dan karbondoksida. Aseton dan produk samping dipisahkan dari katalis menggunakan flash evaporator dan kemudian dipisahkan dengan distilasi fraksionasi (Ullman, 2007).



Gambar 2. 3 Diagram Alir Produksi Aseton dengan Proses Oksidasi Propane

2.2 Pertimbangan Pemilihan Proses

Pertimbangan untuk memilih proses pembuatan aseton berdasarkan pada perhitungan estimasi keuntungan dari dua faktor, yaitu faktor ekonomi dan termodinamika.

1. Aspek Ekonomi

1) Oksidasi Cumene

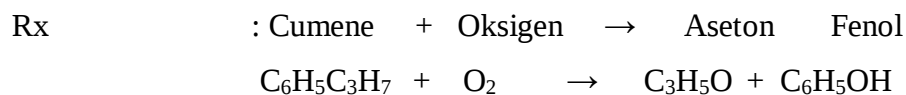
Reaksi dengan konversi cumene 85%

Harga Cumene (\$/kg) = 1,01 USD

Harga Jual Aseton = 2,6 USD

BM: Aseton = 58,08 ; Cumene = 120,19 ; Oksigen = 32 ; Fenol = 94,11

Basis 100 kg produk, maka aseton 100 kg dikonversi menjadi kmol.



Mula-mula (kmol):	2,02560		-	-
Reaksi (kmol)	: 1,72176	1,72176	1,72176	1,72176
Sisa (kmol)	: 0,30384	-1,7218	1,72176	1,72176

- Produk Aseton = 1,72176 kmol
- Cumene mula-mula = 2,02560 kmol
- Massa reaktan cumene masuk reaktor = mol $\times$ BM
 Massa reaktan cumene masuk reaktor = 2,02560 $\times$ 120,19 = 243,457 kg
- Massa produk aseton = mol $\times$ BM
 Massa produk aseton = 1,72176 $\times$ 58,08 = 100 kg
- Biaya pembelian bahan baku (cost) = US\$ 1,01/kg $\times$ 243,457 kg
 Biaya pembelian bahan baku (cost) = US\$ 245,8919
- Biaya penjualan produk = US\$ 2,6/kg $\times$ 100 kg = US\$ 260
- Benefit = biaya penjualan produk – cost = US\$ 260 - US\$ 245,8919
 Benefit = US\$ 14,10813 US\$
 B/C = benefit/cost = US\$ 14,10813 / US\$ 245,8919 = 0,0573

2) Dehidrogenasi Isopropanol (IPA)

Reaksi dengan konversi IPA 96,2%

Harga IPA (\$/kg) = 1,19 USD

Harga Jual Aseton = 2,6 USD

BM: Aseton = 58,08 ; IPA = 60,1 ; Hidrogen = 2

Basis 100 kg produk, maka aseton 100 kg dikonversi menjadi kmol.



Mula-mula (kmol):	1,78977	-	-
Reaksi (kmol)	: 1,72176	1,72176	1,72176
Sisa (kmol)	: 0,06801	1,72176	1,72176

- Produk Aseton = 1,72176 kmol
- IPA mula-mula = 1,78977 kmol
- Massa reaktan IPA masuk reaktor = mol $\times$ BM
 Massa reaktan IPA masuk reaktor = $1,7897 \times 60,1 = 107,5654$ kg
- Massa produk aseton = mol $\times$ BM
 Massa produk aseton = $1,72176 \times 58,08 = 100$ kg
- Biaya pembelian bahan baku (cost) = US\$ 1,19 /kg $\times$ 107,5654 kg
 Biaya pembelian bahan baku (cost) = US\$ 128,0029
- Biaya penjualan produk = US\$ 2,6/kg $\times$ 100 kg = US\$ 260
- Benefit = biaya penjualan produk – cost = US\$ 260 - US\$ 128,0029
 Benefit = US\$ 131,9971
 B/C = benefit/cost = US\$ 131,9971/ US\$ 128,0029 = 1,031

3) Oksidasi Propene

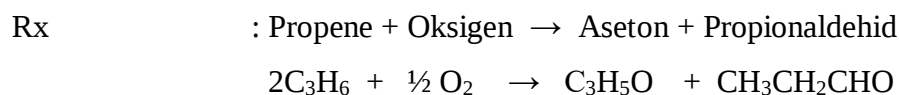
Reaksi dengan konversi propene 99%

Harga propene (\$/kg) = 0,93 USD

Harga Jual Aseton = 2,6 USD

BM: Aseton = 58,08 ; Oksigen = 16 ; Propilen = 42,081 ;
 propionaldehid = 58,08

Basis 100 kg produk, maka aseton 100 kg dikonversi menjadi kmol.



Mula-mula (kmol):	3,47830	-	-
Reaksi (kmol)	: 3,44352 0,86988	1,72176	1,72176
Sisa (kmol)	: 0,03478 -0,86088	1,72176	1,72176

- Produk Aseton = 1,72176 kmol
- Propene mula-mula = 3,47830 kmol
- Massa reaktan propene masuk reaktor = mol $\times$ BM
 Massa reaktan propene masuk reaktor = $3,47830 \times 42,081 = 146,3707$ kg
- Massa produk aseton = mol $\times$ BM
 Massa produk aseton = $1,72176 \times 58,08 = 100$ kg
- Biaya pembelian bahan baku (cost) = US\$ 0,93/kg $\times$ 146,3707 kg
 Biaya pembelian bahan baku (cost) = US\$ 136,1248
- Biaya penjualan produk = US\$ 2,6/kg $\times$ 100 kg = US\$ 260
- Benefit = biaya penjualan produk – cost = US\$ 260 - US\$ 136,1248
 Benefit = US\$ 123,8752
 B/C = benefit/cost = US\$ 123,8752 / US\$ 136,1248 = 0,91

Dari perhitungan di atas diketahui bahwa nilai B/C proses dehidrogenasi isopropanol lebih dari 1 ($B/C > 1$), maka pabrik aseton dengan proses ini layak untuk didirikan. Hasil dari perbandingan pada setiap proses dalam pembuatan aseton adalah sebagai berikut:

Tabel 2. 1 Perbandingan Proses Pembuatan Aseton dari Berbagai Bahan Baku

Aspek	Dehidrogenasi IPA	Oksidasi Cumene (Hock)	Oksidasi Propen (Wacker)
Bahan Baku	Isopropanol	Cumene	Propene
Fase	Gas-Gas	Cair-Cair	Cair-Cair
Reaksi	<i>Irreversible</i>	<i>Irreversible</i>	<i>Irreversible</i>
Temperatur	200 – 400 °C	90 – 120 °C	110–120 °C
Tekanan	1,5 – 3 atm	6,2 atm	10 – 13,87 atm
Katalis	NiO, CuO, Pt, Ru	Zeolit (alkilasi), H ₂ SO ₄ /H ₃ PO ₄	PdCl ₂ –CuCl ₂
Konversi	85 – 92%	75 – 85%	99%
Produk utama	Aseton	Fenol	Aseton

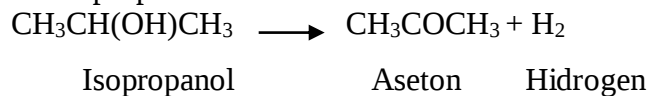
Produk samping	H ₂ (bernilai ekonomis)	Aseton	Propionaldehid, CO ₂
Kemurnian produk	Tinggi, $\geq 98\%$	Tinggi, tapi tergantung pemurnian fenol	Perlu pemurnian lanjutan
ΔH°_{298}	+ 55,02 kJ/mol	- 317,86 kJ/mol	- 118,28 kJ/mol
ΔG°_{298}	+ 20,54 kJ/mol	- 492 kJ/mol	- 257,74 kJ/mol
Ekonomi	Proses sederhana	Menguntungkan jika pasar fenol kuat	Mahal, katalis kompleks, hasil samping berbahaya
B/C	1,031	0,0573	0,91

Berdasarkan tinjauan perbandingan proses di atas, maka proses yang dipilih adalah proses dehidrogenasi isopropanol. Proses dehidrogenasi isopropanol (IPA) menunjukkan konversi yang cukup tinggi dengan reaksi yang berlangsung pada tekanan rendah. Proses ini unggul dalam kesederhanaan operasional, menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi, serta menghasilkan hidrogen sebagai co-produk yang dapat dimanfaatkan oleh energi lain. Selain itu, proses ini tidak menghasilkan produk samping berbahaya dan dapat menggunakan bahan baku IPA yang fleksibel, seperti campuran IPA-air. Dari sisi ekonomi, bahan baku isopropanol murah dan pasokannya stabil, sehingga menjamin kontinuitas produksi dan kelangsungan pabrik. Perhitungan keuntungan kasar (*gross profit*) menunjukkan bahwa proses katalitik ini memberikan persentase keuntungan yang lebih besar dibandingkan metode lainnya. Sementara itu, proses cumene lebih menguntungkan apabila permintaan fenol tinggi karena aseton hanya berperan sebagai produk samping. Sedangkan proses oksidasi propen menawarkan konversi yang tinggi, tetapi memerlukan katalis yang mahal dan reaksi oksidatif yang lebih kompleks serta berisiko tinggi.

2. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Reaksi yang terjadi adalah:

Dehidrogenasi Isopropil Alkohol:



Penentuan sifat reaksi tersebut dapat dilihat dari panas pembentukan (ΔH°_f) dan energi gibbs (ΔG°_f). Data ΔH°_f dan ΔG°_f masing-masing komponen disajikan pada tabel 2.2 berikut:

Tabel 2.2 Data ΔH°_f dan ΔG°_f masing-masing komponen (kJ/mol)

Komponen	ΔH°_f (298K)	ΔG°_f (298K)
IPA	-272,59	-173,59
Aseton	-217,57	-153,05
Hidrogen	0	0
Cumene	3,93	232,71
Oksigen	0	0
Fenol	-96,36	-106,24
Propen	-192,05	-25,77
Propionaldehid	-92,76	-153,05

(Yaws, 1999)

Tabel 2. 3 Data Kapasitas Panas Gas (C_{pG} dalam J/mol.K)

$$C_{pG} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4, T \text{ dalam Kelvin}$$

Komponen	Konstanta Kapasitas Panas Gas				
	A	B	C	D	E
Isopropanol	25,535	2,1203E-01	5,3492E-05	-1,4727E-07	4,9406E-11
Aseton	35,918	9,3896E-02	1,8730E-04	-2,1643E-07	6,3174E-11
Hidrogen	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12

Sumber: Yaws, 1999

Untuk mengetahui sifat reaksi, dapat dilakukan dengan menghitung panas pembentukan standar (ΔH°_f) dan energi gibbs (ΔG°_f) berikut ini:

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_f 298 &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ_f \text{ Aseton} + \Delta H^\circ_f \text{ Hidrogen}) - (\Delta H^\circ_f \text{ Isopropanol}) \\ &= (-217,57 \text{ kJ/mol} + 0) - (-272,59 \text{ kJ/mol}) \\ &= 55,02 \text{ kJ/mol} \\ &= 55020 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Reaksi pembentukan Aseton dari Isopropanol merupakan reaksi endotermis atau yang memerlukan panas, karena nilai ΔH°_f 298 bernilai positif.

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_f 298 &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f \text{ Aseton} + \Delta G^\circ_f \text{ Hidrogen}) - (\Delta G^\circ_f \text{ Isopropanol}) \\ &= (-153,05 \text{ kJ/mol} + 0) - (-173,59 \text{ kJ/mol}) \\ &= 20,54 \text{ kJ/mol} \\ &= 20540 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas diperoleh ΔG°_f 298 bernilai positif yang artinya reaksi berlangsung tidak spontan.

$$\ln K_{298} = \Delta G/RT \dots\dots\dots (1)$$

Dari persamaan (1) didapat nilai K_{298} sebagai berikut:

$$\begin{aligned}K_{298} &= e^{\frac{-\Delta G^\circ}{RT}} \\ K_{298} &= e^{\frac{-(20540)}{(8,314 \times 298)}} \\ K_{298} &= 2,51 \times 10^{-4} \\ \ln \frac{K}{K_0} &= \Delta H \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \dots\dots\dots (2)\end{aligned}$$

Dari persamaan (2) dapat dicari $K_{493,15}$ pada sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_1}{K_2} &= \frac{\Delta H_{ro}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \\ \ln \frac{K_1}{2,51 \times 10^{-4}} &= \frac{-55020}{8,314} \left(\frac{1}{493,15} - \frac{1}{298} \right) \\ \ln \frac{K_1}{2,51 \times 10^{-4}} &= 8,787 \\ \frac{K_1}{2,51 \times 10^{-4}} &= 6554,283 \\ K_1 &= 1,645\end{aligned}$$

$K_{493,15} > 1$, reaksi *irreversible*

Pada suhu 400°C harga K besar sehingga didapat reaksi yang terjadi dianggap berjalan ke arah produk saja (*irreversible*).

Sedangkan, untuk perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°_f) dan energi gibbs (ΔG°_f) proses oksidasi cumene serta oksidasi propen adalah berikut.

Oksidasi cumene :

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_f 298 &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^\circ_f \text{ Aseton} + \Delta H^\circ_f \text{ Fenol}) - (\Delta H^\circ_f \text{ Cumene} + \Delta H^\circ_f \text{ O}_2) \\
 &= -317,86 \text{ kJ/mol} \\
 &= -317.860 \text{ J/mol (eksotermis)} \\
 \Delta G^\circ_f 298 &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G^\circ_f \text{ Aseton} + \Delta G^\circ_f \text{ Fenol}) - (\Delta G^\circ_f \text{ Cumene} + \Delta G^\circ_f \text{ O}_2) \\
 &= -492 \text{ kJ/mol} \\
 &= -492.000 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Oksidasi propen :

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_f 298 &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^\circ_f \text{ Aseton} + \Delta H^\circ_f \text{ Propionaldehid}) - (\Delta H^\circ_f \text{ propen} + \Delta H^\circ_f \text{ O}_2) \\
 &= -118,28 \text{ kJ/mol} \\
 &= -118.280 \text{ J/mol (eksotermis)} \\
 \Delta G^\circ_f 298 &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G^\circ_f \text{ Aseton} + \Delta G^\circ_f \text{ Fenol}) - (\Delta G^\circ_f \text{ Cumene} + \Delta G^\circ_f \text{ O}_2) \\
 &= -257,74 \text{ kJ/mol} \\
 &= -257.740 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

3. Tinjauan Kinetika



Diperoleh dari buku Richard Turton, 2008 “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Third Edition”. Reaksi Dehidrogenasi Isopropil Alkohol termasuk reaksi orde satu yang bersifat endotermik. Persamaan laju reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$-r_{\text{Ace}} = \frac{k K_{\text{IPA}} P_{\text{IPA}}}{\left(1 + K_{\text{IPA}} P_{\text{IPA}} + K_{\text{H}_2}^{\frac{1}{2}} P_{\text{H}_2}^{\frac{1}{2}} + K_{\text{Ace}} P_{\text{Ace}} \right)^2}$$

Dimana,

$$k = 2,92 \frac{\mu\text{mol}}{\text{s.g}} = 2,92 \frac{\mu\text{mol}}{\text{s.g}} \times \frac{1 \text{ kmol}}{10^9 \mu\text{mol}} \times \frac{1000 \text{ gram}}{1 \text{ kg}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$k = 0,01051 \text{ kmol/kg.jam}$$

$$K_{IPA} = 6,92 \text{ atm}^{-1}$$

$$K_{H_2} = 0,07 \text{ atm}^{-1}$$

$$K_{Ace} = 2,96 \text{ atm}^{-1}$$

P_{IPA} = Tekanan parsial IPA (atm)

P_{H_2} = Tekanan parsial Hidrogen (atm)

P_{Ace} = Tekanan parsial Aseton (atm)

r_{Ace} = Laju reaksi Aseton (kmol/kg.jam)

4. Pemilihan Reaktor

Jenis proses : Reaktor non-isothermal non-adiabatik

Tipe reaktor : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Jenis reaktor yang dipilih adalah Reaktor *Fixed Bed Multitube* karena suhu pada saat reaksi tinggi dan untuk menjaga pemanasan reaktor agar tetap bereaksi maksimal dilengkapi dengan pemanas *dowtherm* karena reaksi proses bersifat endotermis.

2.3 Uraian Proses

Proses pembuatan aseton dari isopropanol dengan proses dehidrogenasi dalam fasa gas dilakukan dengan tiga tahapan yaitu persiapan bahan baku, proses reaksi dan pemisahan dan pemurnian produk.

1. Tahapan Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku bertujuan untuk mengkondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam reaktor. Isopropanol sebagai bahan baku utama dibeli dari luar negeri. Oleh karena itu tangki penyimpanan yang digunakan harus cukup untuk menampung bahan baku dalam jumlah yang banyak. Bahan baku isopropanol disimpan dalam fase cair pada tekanan atmosfer dan suhu kamar.

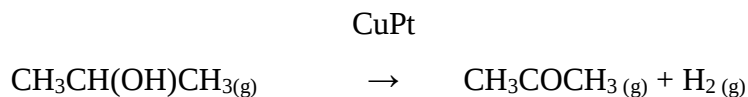
Isopropanol dialirkan dengan menggunakan pompa dari tangki penyimpanan ke *mixed point* 01 (MP-101) yang merupakan tempat pencampuran antara *fresh feed* dari tangki penyimpanan isopropanol, arus *recycle* dari *top* Menara Distilasi 02 (T-501) dan arus *liquid* dari

vaporizer (E-101). Bahan baku yang dipersyaratkan sebagai umpan reaktor mempunyai komposisi minimal 88% berat isopropanol.

Keluaran dari MP-101 kemudian di uapkan menggunakan *vaporizer* (E-101) karena reaksi berlangsung dalam fase gas. Fase gas keluaran *vaporizer* (E-101) kemudian di alirkan ke *heater* (E-102) sebelum masuk reaktor (RE-201) untuk menaikkan temperatur menjadi temperatur operasi reaktor (R-201). Sedangkan fasa cair *vaporizer* (E-101) dikembalikan ke *mixed point* 01 (MP-101).

2. Tahapan Reaksi Dehidrogenasi

Reaksi dehidrogenasi isopropanol menjadi aseton berlangsung dalam fasa gas. Kondisi operasi dalam reaktor adalah tekanan 2 bar dan suhu 220°C. Reaksi yang terjadi seperti pada reaksi (2):



Reaksi ini merupakan reaksi endotermis sehingga untuk menjaga kondisi operasi dalam reaktor sesuai dengan kondisi reaksi dibutuhkan pemanas. Pemanas yang digunakan pada proses ini adalah *dowtherm A*, jenis fluida yang sifatnya tahan terhadap suhu tinggi dan mempunyai kapasitas panas yang cukup besar.

Jenis reaktor yang digunakan adalah *fixed bed multitubular*. Pemilihan jenis ini berdasarkan pertimbangan bahwa reaksi berlangsung pada fase gas-padat dan memerlukan perpindahan panas yang optimum. Reaktor jenis ini mempunyai *heat transfer* yang lebih.

3. Tahapan Pemisahan dan Pemurnian Produk

Produk keluar reaktor RE-201 masih belum dapat langsung disimpan untuk dijual karena belum memenuhi spesifikasi yang dipersyaratkan. Agar dapat memenuhi spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan suatu tahapan pemurnian produk dari impuritisnya.

Arus keluar Reaktor (RE-201) terdiri dari campuran aseton, isopropanol, air dan hidrogen. Keluaran Reaktor (RE-201) didinginkan dan diembunkan di dalam *Cooler* (E-201) dan *Partial Condenser* (PC-201) untuk memisahkan zat-zat yang dapat mengembun (*condesable*)

dengan *non condensable* gas. Aseton, isopropanol, dan air akan mengembun sedangkan gas hidrogen tetap berada pada fasa gas. Pada *Partial Condenser* (PC-201) akan terjadi kesetimbangan cair-uap sehingga masih ada sebagian aseton, isopropanol, dan air yang masih berada dalam fase uap.

Fase gas yang keluar PC-201 kemudian dialirkan ke Absorber (T-301) untuk menyerap aseton yang masih terikut bersama gas hidrogen dengan menggunakan air sebagai penyerap. Gas keluaran Absorber (T-301) di *treatment* lebih lanjut untuk dijual sebagai produk samping. Sedangkan produk cair keluaran Absorber (T-301) dialirkan ke *mixed point* 02 (MP-301) dan dicampur dengan fase cair *partial condenser* (PC-201). Campuran ini kemudian dijadikan umpan kolom distilasi 01 (T-401).

Kolom Distilasi 01 (T-401) merupakan tempat pemurnian aseton dari isopropanol dan air. Menara distilasi yang digunakan adalah jenis *sieve tray*. Aseton dengan kemurnian yang diinginkan (99,7%) keluar sebagai hasil atas (*top product*) dan kemudian didinginkan dalam *Cooler* 02 (E-401) dan ditampung dalam tangki penyimpanan produk. Sedangkan campuran yang terdiri dari sebagian besar air, isopropanol dan sedikit aseton keluar sebagai hasil bawah (*bottom product*).

Hasil bawah T-401 diumpankan ke dalam kolom distilasi 02 (T-501) untuk memurnikan isopropanol. Hasil atas T-501 adalah arus yang terdiri dari isopropanol, air, dan aseton. Arus ini sebagian di *recycle* menuju MP-101 sedangkan hasil bawah dari T-501 adalah arus yang sebagian besar terdiri dari air. Arus ini dialirkan ke unit pengolahan limbah untuk diproses lebih lanjut.

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Bahan Baku

1. Isopropanol

Rumus Molekul	: C_3H_8O
Wujud	: Cairan
Warna	: Tidak berwarna, jernih
Berat Molekul	: 60,096 kg/kmol
Titik didih	: 82,2°C
Titik beku	: -88,5°C
Temperatur kritis	: 235,15°C
Tekanan kritis	: 47,6 atm
Volume Kritis	: 0,220 m ³ /mol
Kemurnian	: 99,9 % berat
Kelarutan dalam air	: 99 %

3.2 Produk

1. Aseton

Rumus molekul	: $(CH_3)_2CO$
Kemurnian	: 99,7% berat
Berat molekul	: 58,08 kg/kmol
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna (jernih)
Titik didih	: 56,29°C
Titik beku	: -94,7°C
Temperatur kritis	: 235,05°C
Tekanan kritis	: 47,0 atm
Volume kritis	: 0,209 m ³ /mol
Kelarutan dalam air	: 99 %

2. Hidrogen

Rumus molekul	: H_2
Kemurnian	: 99,6% berat
Berat molekul	: 2,016 kg/kmol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: $-252,76^{\circ}C$
Titik beku	: $-259,1^{\circ}C$
Temperatur kritis	: $-239,97^{\circ}C$
Tekanan kritis	: 13,03 atm
Volume kritis	: $0,064 \text{ m}^3/\text{mol}$

3.3 Bahan Baku Penunjang

1. Katalis

Copper Platina:

Rumus molekul	: 94% Cu – 6% Pt
Bentuk	: Partikel Padatan
Diameter partikel	: 7 mm
Densitas Bulk (ρ_B)	: $9671,8 \text{ kg/m}^3$
Porositas	: 0,5

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

10.1 Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Aseton dari Isopropanol dengan kapasitas 15.000 ton/tahun dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 31,906 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 2,1 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 31,30 % dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 15,47 %, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti memproduksi karena merugi.
4. *Interest Rate of Return* (IRR) sebesar 32,53 %, lebih besar dari suku bunga bank saat ini, sehingga investor akan lebih memilih untuk menanamkan modalnya ke pabrik ini daripada ke bank.

10.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan hasil analisis ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Prarancangan Pabrik Aseton dari Isopropanol dengan Proses Dehidrogenasi Kapasitas 15.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2025. *Statistic Indonesia*, www.bps.go.id. Indonesia
- Bajpai, R., Poria, S., Ho, D., & Cambria, E. (n.d.). *Developing a concept-level knowledge base for sentiment analysis in Singlish*.
- E. Brownell, L., & H. Young, E. (1959). *Process Equipment Design* (p. 408).
- Edgar, T. F., Himmelblau, D. M., & Lasdon, L. S. (1996). *Optimization Of Chemical Processes* (2nd ed.).
- Evans, F. L. (1979). *Equipment Design Handbook*.
- Felder, R. M., Rousseau, R. W., & Bullard, L. G. (2016). *Elementary Principles Of Chemical Processes*.
- Fogler, H. S. (2016). *Elements of Chemical Reaction Engineering* (5th ed.).
- Galeon, W., Richardson, J. D., Data, R. U. S. A., & Reamer, P. E. H. (1984). *United States Patent (19). 19*.
- Geankoplis, christie J. (1993). *Transport Processes And Unit Operations-geankoplis.pdf* (a simon and schuster Company (ed.); third edit).
- Google Maps. 2025. <https://www.google.com/maps/> . Diakses pada 13 Februari 2025 pukul 10.25 WIB.
- Kern, D. Q. (1965). Process Heat Transfer. In *Process, Enhanced, and Multiphase Heat Transfer*. McGraw-Hill International Book Company Japan. <https://doi.org/10.1615/978-1-56700-079-5.82>
- Kirk-Othmer. (2006). *Encyclopedia of Chemical Technology Vol 17* (4th ed.).
- Liley, P. E., Thomson, G. H., Friend, D. G., Daubert, T. E., Buck, E., Ness, H. C., Van, Abbott, M. M., Wankat, P., Knaebel, K. S., Edgar, T. F., Smith, C. L., Shinskey, F. G., Gassman, G. W., Schajbuch, P. J., Mcavoy, T. J., Seborg, D. E., Shilling, R. L., Bell, K. J., Bemhagen, P. M., ... Silverblatt, C. E. (1997). *Perry's Chemical Engineers Handbook*.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design* (3rd ed., Vol. 1).
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering* (5th ed.).
- Megyesy, E. F., 1983. *Pressure Vessel Handbook*. Publishing Inc. USA.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design And Economics For*

Chemical Engineers.

- Rioux, R. M., & Vannice, M. A. (2005). *Dehydrogenation of isopropyl alcohol on carbon-supported Pt and Cu – Pt catalysts*. 233, 147–165.
<https://doi.org/10.1016/j.jcat.2005.04.020>
- Sedijani, P., Muhidayani, R. E. S., & Sukarso, A. A. (2024). *Jurnal Biologi Tropis Washing Test : with or without involvement of chloroform & acetone*.
- Silla, H. (2003). *Chemical Process Engineering Design and Economics*.
- Sinnot, R. K. (1983). *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design* (4th ed.).
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (2017). *INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING THERMODYNAMICS* (eighth).
- Thufailah, G. S., Firmansyah, F. R., & Mahendra, M. A. (2023). *Analisis Senyawa Organik Volatil (Aseton dan Etanol) sebagai Hasil Fermentasi Limbah Biomassa dengan Kromatografi Gas*. 2(1), 8–15.
- Towler, G. (2022). *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN PRINCIPLES , PRACTICE AND ECONOMICS OF PLANT AND PROCESS DESIGN*.
- Treybal, R. E. (1981). *Mass-Transfer Operations* (3rd ed.).
- Turton, R., Bailie, R. C., Whitting, W. B., & Schaeiwitz, J. A. (2009). *Analysis, Synthesis, And Design of Chemical Processes* (3rd ed.).
- Ullman. (2007). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* (Issue 2).
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc., New York.
- Walas, S. M. (1988). *Chemical Process Equipment*.
- White, F. M. (2008). *Fluid Mechanics* (7th ed.).
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*.