

**PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI
ASETON DAN GAS HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000
TON/TAHUN**

Tugas Khusus

Perancangan *Distillation Column* (DC-301)

(Skripsi)

Oleh

BELA KURNIASARI (1815041040)



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2023**

**PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI ASETON
DAN GAS HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

Tugas Khusus

Perancangan *Distillation Column* (DC-301)

Oleh:

**BELA KURNIASARI
1815041040**

(Skripsi)

Sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar
Sarjana Teknik

Pada
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Lampung



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2023**

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI ASETON DAN GAS HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN (Perancangan *Distillation Coloumn* (DC-301))

Oleh

BELA KURNIASARI

Isopropil Alkohol merupakan salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai pelarut (*solvent*) untuk berbagai minyak, resin, alkaloid, tinta, dan juga kosmetik. Selain itu, digunakan juga sebagai antiseptik dan desinfektan. Bahan baku yang digunakan adalah aseton sebanyak 8.726,2900 kg/jam dan gas hidrogen 321,1100 kg/jam. Kapasitas produksi pabrik direncanakan sebesar 65.000 ton/tahun dengan 300 hari kerja dalam 1 tahun dan didirikan di Lebakdenok, Cilegon, Banten. Bentuk perusahaan adalah badan usaha Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah karyawan sebanyak 176 orang.

Analisa ekonomi Prarancangan Pabrik Isopropil Alkohol sebagai berikut:

<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	= Rp878.397.390.502,92,-
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	= Rp155.011.304.206,40,-
<i>Total Capital Investment</i> (TCI)	= Rp1.033.408.694.709,32,-
<i>Break Even Point</i> (BEP)	= 49,75%
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 29,74%
<i>Pay Out Time after Taxes</i> (POT) ^a	= 2,435 tahun
<i>Return on Investment before Taxes</i> (ROI) ^b	= 33%
<i>Return on Investment after Taxes</i> (ROI) ^a	= 26,40%
<i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	= 33,31%

Berdasarkan pertimbangan diatas, sudah selayaknya pendirian pabrik Isopropil Alkohol ini dikaji lebih lanjut karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai prospek yang baik.

Kata kunci: Isopropil Alkohol, Aseton, gas hidrogen, Ekonomi

ABSTRACT

MANUFACTURING OF ISOPROPYL ALCOHOL FROM ACETONE AND HYDROGEN CAPACITY 65.000 TONS/YEAR (Design of Distillation Coloumn (DC-301))

Oleh

BELA KURNIASARI

Isopropyl alcohol is a chemical used as a solvent for various oils, resins, ink and also cosmetic. The raw materials used consist of 8.726,2900 kg/hour of acetone and 2.587,9204 kg/hour of hydrogen. Production capacity is planned at 65.000 tons/year with 300 working days in a year and will be established in Lebakdenok, Cilegon, Banten. The company form is a Limited Liability Company (PT) using a line and staff organizational structure with a total of 176 employees.

An economic analysis of preliminary plant design of Isopropyl Alcohol are:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp878.397.390.502,92,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp155.011.304.206,40,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp1.033.408.694.709,32,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 49,75%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 29,74%
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)a</i>	= 2,435 tahun
<i>Return on Investment before Taxes (ROI)b</i>	= 33%
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)a</i>	= 26,40%
<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	= 33,31%

Based on the above considerations, the establishment of the Isopropyl Alcohol factory should be studied further, because it is a profitable factory and has a good prospect.

Key words: Isopropyl Alcohol, Acetone, hydrogen, Economic

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI ASETON DAN GAS HIDROGEN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN (Perancangan *Distillation Column* (DC-301))**

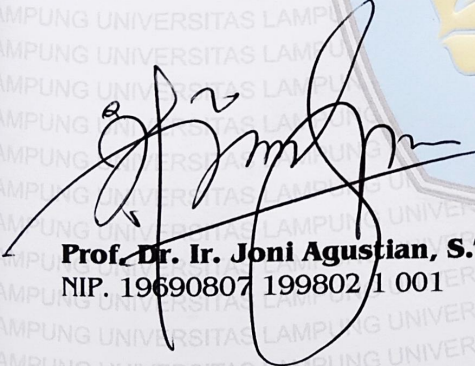
Nama Mahasiswa : **Bela Kurniasari**

No. Pokok Mahasiswa : 1815041040

Program Studi : Teknik Kimia

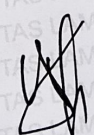
Fakultas : Teknik




Prof. Dr. Ir. Joni Agustian, S.T., M.Sc.
NIP. 19690807 199802 1 001


Dr. Eng. Dewi Agustina I, S.T., M.T.
NIP. 19720825 200003 2 001

2. Ketua Jurusan Teknik Kimia


Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 19740712 200003 2 001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

Ketua : Prof. Dr. Ir. Joni Agustian, S.T., M.Sc.

Sekretaris : Dr. Eng. Dewi Agustina I, S.T., M.T.

**Penguji
Bukan Pembimbing : Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc.**

Dr. Sri Ismiyati D, S.T., M.Eng.

2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung

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

NIP. 19750928 200112 1 002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 06 November 2023

SURAT 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 atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka, selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

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

Bandar Lampung, 4 Desember 2023



Bela Kurniasari

NPM.1815041040

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di desa Banjarsari, Kec.Wonosobo, Kab.Tanggamus, Lampung pada tanggal 25 juni 1999, sebagai anak tunggal dari bapak Wawan Muhairi (alm) dan ibu Awati. Pendidikan Sekolah Dasar (SD) diselesaikan di M'I Al-ma'mur Banjarsari, Wonosobo, Tanggamus pada tahun 2011, Sekolah Menengah Pertama (SMP)

diselesaikan di SMPN 01 Batik Nau, Bengkulu Utara pada tahun 2014, dan Sekolah Menengah Atas (SMA) diselesaikan di SMAN 1 Arga Makmur, Bengkulu Utara pada tahun 2017.

Tahun 2018, penulis terdaftar sebagai mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Lampung melalui jalur SBMPTN. Pada tahun 2021, penulis melakukan Kerja Praktek di PT. Kalirejo Lestari, Lampung Tengah dengan Tugas Khusus "Evaluasi Kinerja Alat Sterilizer". Pada Tahun 2021 juga penulis melakukan penelitian dengan judul "Pengolahan Limbah *Laundry* Menggunakan Koagulan Ekstrak Biji Kelor (*Moringa Oleifera*): Pengaruh Dosis Koagulan". Penelitian tersebut telah dipublikasi pada tahun 2021 dalam Jurnal Teknologi dan Inovasi Industri Universitas Lampung.

Selama kuliah penulis aktif dalam berbagai organisasi kemahasiswaan diantaranya, Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEMIA) Fakultas Teknik Universitas Lampung sebagai Staff Departemen Minat dan Bakat HIMATEMIA Fakultas Teknik

Universitas Lampung tahun 2019-2020. Penulis juga merupakan anggota dalam organisasi luar kampus yaitu Indonesia Millenial Connect 2018.

Selama menjadi mahasiswa penulis juga menjadi Asisten Praktikum Operasi Teknik Kimia 1 semester genap 2021-2022, Asisten Praktikum Dasar 1 semester ganjil 2022-2023, dan berkesempatan untuk menjadi Asistem Praktikum Operasi Teknik Kimia Mahasiswa Universitas Jambi pada tahun 2022. Penulis juga mengikuti beberapa pelatihan yaitu Pelatihan Kepemimpinan, Pelatihan *Writing Skills* dan *Computer Club* yang diadakan HIMATEMIA.

Motto dan Persembahan

“Sesungguhnya hanyalah kepada Allah aku mengadukan kesusahan dan kesedihanku”

(QS. Yusuf : 86)

“Dan bersabarlah. Sesungguhnya Allah beserta orang-orang sabar”

(QS. Al Anfaal : 46)

“Ketahuilah bahwa kemenangan bersama kesabaran, kelapangan bersama kesempitan, dan kesulitan bersama kemudahan”

(HR. Tirmidzi)

“Terbentur, Terbentur, Terbentur, Terbentuk”

(Tan Malaka)

“Pendidikan memiliki akar yang pahit, tapi buahnya manis”

(Aristoteles)

“Your life is your life and you only have this life. Tomorrow it will feel a little bit better. You will have everything that you need”

(Bela Kurniasari)

*Dengan mengucapkan syukur kepada Allah SWT,
Kupersembahkan karya kecilku ini kepada:*

*Kedua orang tuaku, Bapak (alm), Bapak Sambung, dan Ibu tercinta,
Alhamdulillah jaza kumullahu khoiro atas segala bentuk kasih dan
sayang, motivasi, nasihat serta dukungan yang tak pernah putus untuk
putrimu ini.*

*Mbak dan Adik-adikku,
Alhamdulillah jaza kumullahu khoiro untuk do'a dan dukungan positif
selama ini.*

*Bibi dan Oom
Terimakasih karena terus mendukung dan memberi semangat kepada
keponakanmu ini.*

*Pakde dan Bude
Terimakasih karena terus memberikan wejangan dan memberi motivasi yang
sangat berharga*

*Sahabat-sahabatku tersayang,
Terimakasih karena selalu mbersamai dikala susah dan senang.*

*Para pengajar sebagai tanda hormatku,
Terimakasih atas ilmu yang telah diberikan selama ini*

*Serta kupersembahkan kepada Almamaterku tercinta,
semoga dapat berguna dikemudian hari.*

SANWACANA

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT, atas segala rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Isopropil Alkohol dari Aseton dan Gas Hidrogen dengan Kapasitas 65.000 ton/tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

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

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari beberapa pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Orang tuaku tercinta, terima kasih atas segala sesuatu yang telah diberikan. Terima kasih atas doa yang selalu dipanjatkan. Terimakasih juga atas dukungan moriil dan materil yang tidak henti-hentinya diberikan untuk penulis. Penulis juga memohon maaf telah membuat orang tua tercinta menunggu terlalu lama untuk melihat anak kalian menjadi sarjana, semoga hasil dari menunggu, pengorbanan dan perjalanan panjang ini penulis bisa memberikan sedikit balasan jerih payah kalian sampai mengantarkanku dengan kesuksesan yang selalu kalian doakan dan semoga Allah SWT memberikan perlindungan dan karunianya.
2. Bapak Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S.T., M. Sc., selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung.
3. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung.

4. Bapak Prof. Dr. Ir. Joni Agustian, S.T., M.Sc., selaku dosen pembimbing I atas semua ilmu, saran, masukan dan bimbingan selama penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.
5. Ibu Dr. Eng. Dewi Agustina I, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing II atas semua ilmu, saran, masukan dan bimbingan selama penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.
6. Ibu Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc., sebagai dosen penguji I, yang telah memberikan saran, kritik dan telah menuntun untuk berfikir dengan benar.
7. Ibu Dr. Sri Ismiyati D, S.T., M.Eng., sebagai dosen penguji II, yang telah memberikan saran dan kritik serta memberikan pengarahan untuk menggunakan logika dengan baik.
8. Ibu Dr. Herti Utami, S.T., M.T., selaku dosen Pembimbing Akademik yang sangat membantu dan memotivasi saya untuk menyelesaikan setiap permasalahan studi di Teknik Kimia
9. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
10. Mbah Bengkulu dan Mbah Lampung tercinta, terimakasih atas segala wejangan dan dukungan yang diberikan sehingga membuat penulis selalu sabar dan ikhlas dalam menghadapi setiap masalah yang ada.
11. Bibi Squad tercinta dan tersayang (bi Featy, bi Tri, bi Nah dan bi Sunarti) terimakasih sudah menjadi bibi terasik yang pernah ada. Terimakasih telah mendukung apapun yang penulis pilih dan lakukan. Terimakasih atas segala wejangan yang tidak hentinya diberikan. Terimakasih juga atas bantuan moril dan materil yang diberikan.

12. Oom Squad (om Nurhadi, om Dika, om Marjono dan om Supri) terimakasih sudah menjadi oom yang selalu mendukung penulis.
13. Bude Roijah, Pakde Waspada dan Mbak Febi, terimakasih banyak telah memberikan arahan kepada penulis dan selalu membimbing penulis. Terimakasih . Terimakasih atas segala wejangan yang tidak hentinya diberikan. Terimakasih juga atas bantuan moril dan materil yang diberikan.
14. Adik tercinta (Zahra, Dilla, Fia, Naya, Iqbal, Iksan, Ibnu dan Kirana) terima kasih atas doa dan dukungan dan keceriaan yang diberikan di tengah pembuatan tugas akhir.
15. Anggi Anggraeni, S.T., selaku partner Tugas Akhir Penulis, terimakasih atas segala bantuannya selama ini. Terimakasih sudah bertahan hingga akhir, terima kasih atas kerja sama dan memaklumi banyak kesalahan yang penulis buat. Sukses untuk kita semua. Semoga apapun yang akan dilakukan kedepannya mendapat kemudahan dari Allah SWT.
16. Ardelia Widya Santi, S.T., selaku partner Kerja Praktik (KP), terima kasih sudah menemani dan banyak membantu dari mulai dari pemberangkatan KP hingga selesai.
17. Zahratul Azizah, S.T., partner Penelitian, terima kasih sudah memberikan banyak sekali bantuan dalam penyelesaian penelitian.
18. Partner *healing* dan tempat berkeluh kesah (Eva Mayanti, S.T, Jihan Falah Ariqoh, S.T , Faza Amalia, S.T , Rahma Yunika, S.T.) Partner yang selalu mbersamai disaat senang dan sedih serta banyak membantu dan memberikan motivasi dan masukan ditengah banyaknya kesulitan yang terus melanda. Semoga semua dari kita masing-masing menjadi pribadi yang sukses di masa depan dan pertemanan ini bisa tetap diterjalin. *See you on top,my gurls.*

19. Teman-teman Angkatan 2018, yang tidak bisa penulis sebutkan namanya satu persatu, namun masing-masing punya andil yang berarti untuk selesainya masa kuliah penulis, serta support yang selalu diberikan, tempat bertanya, tempat bercerita dan tempat bercanda, serta tempat paling nyaman selama di kampus adalah kalian TEKKIM 2018, terima kasih.

Bandar Lampung, 4 Desember 2023

Penulis,

Bela Kurniasari

DAFTAR ISI

	Halaman
DAFTAR ISI	i
DAFTAR TABEL	iv
DAFTAR GAMBAR	xi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Kegunaan Produk	2
1.3. Ketersediaan Bahan Baku	3
1.4. Analisa Pasar	3
1.5. Kapasitas Pabrik	7
1.6. Lokasi Pabrik	8
BAB II DESKRIPSI PROSES	12
2.1. Macam-Macam Proses	12
2.2. Perbandingan Proses	14
2.3. Pemilihan Proses	37
2.4. Kinetika Reaksi	40
2.5. Uraian Proses	40
BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK	43
3.1. Bahan Baku	43
3.2. Bahan Penunjang	44
3.3. Produk	45
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	46
4.1. Neraca Massa	46
4.2. Neraca Energi	51

BAB V SPESIFIKASI ALAT	59
5.1. Alat Proses.....	59
5.2. Alat Utilitas	86
BAB VI UTILITAS.....	116
6.1. Unit Pendukung Proses	116
6.2. Pengolahan Limbah	134
6.3. Laboratorium	136
6.4. Instrumentasi dan Pengendalian Proses	138
BAB VII TATA LETAK PABRIK	141
7.1. Lokasi Pabrik	141
7.2. Tata Letak Pabrik	143
7.3. Estimasi Area Pabrik	147
7.4. Tata Letak Peralatan Proses	148
BAB VIII SISTEM MANAJEMEN & ORGANISASI PERUSAHAAN .	151
8.1. Bentuk Perusahaan	151
8.2. Struktur Organisasi Perusahaan	153
8.3. Tugas dan Wewenang	156
8.4. Status Karyawan dan Penggajian	162
8.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan	164
8.6. Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan	164
8.7. Kesejahteraan Karyawan	169
BAB IX INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	171
9.1. Investasi	171
9.2. Evaluasi Ekonomi	177
BAB X SIMPULAN DAN SARAN	182
DAFTAR PUSTAKA	183

LAMPIRAN.....	187
LAMPIRAN A NERACA MASSA	
LAMPIRAN B NERACA ENERGI	
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT PROSES	
LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS	
LAMPIRAN E PERHITUNGAN INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	
LAMPIRAN F TUGAS KHUSUS	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Statistik Impor Isopropil alkohol di Indonesia	4
Tabel 1.2. Data Impor Isopropil alkohol di Beberapa Negara	5
Tabel 1.3. Daftar Industri Isopropil alkohol di Dunia	7
Tabel 1.4. Industri yang Membutuhkan isopropil alkohol	9
Tabel 1.5. Perbandingan Kriteria Pemilihan Lokasi Pabrik	10
Tabel 2.1. Data panas pembentuk standar (ΔH°_f) pada suhu 298,15 K ...	14
Tabel 2.2. Nilai konstanta C_p (kJ/mol.K) <i>direct process</i>	16
Tabel 2.3. Nilai konstanta C_p (kJ/mol.K) <i>indirect process</i>	19
Tabel 2.4. Nilai konstanta C_p (kJ/mol.K) proses hidrogenasi.....	23
Tabel 2.5. Data energi bebas gibbs (ΔG) pada keadaan standar (T=298 K) ..	25
Tabel 2.6. Perbandingan Proses Pembuatan Isopropil alkohol	38
Tabel 4.1. Neraca Massa <i>Mixing Point</i> (MP-101).....	47
Tabel 4.2. Neraca Massa <i>Vaporizer</i> (VP-101)	48
Tabel 4.3. Neraca Massa <i>Mixing Point</i> (MP-102).....	48
Tabel 4.4. Neraca Massa Reaktor (RE-201).....	49
Tabel 4.5. Neraca Massa <i>Condenser Partial</i> (CDP-201).....	49
Tabel 4.6. Neraca Massa <i>Extractive Distillation Column</i> (EDC-301)	50
Tabel 4.7. Neraca Massa <i>Distillation Column</i> (DC-301)	50
Tabel 4.8. Neraca Energi <i>Mixing Point</i> (MP-101)	51
Tabel 4.9. Neraca Energi <i>Vaporizer</i> (VP-101).....	52
Tabel 4.10. Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	52

Tabel 4.11. Neraca Energi <i>Compressor</i> (CM-101)	53
Tabel 4.12. Neraca Energi <i>Mixing Point</i> (MP-102)	53
Tabel 4.13. Neraca Energi <i>Compressor</i> (CM-102)	54
Tabel 4.14. Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-102).....	54
Tabel 4.15. Neraca Energi Reaktor (RE-201)	55
Tabel 4.16. Neraca Energi <i>Expander Valve</i> (EV-201).....	55
Tabel 4.17. Neraca Energi <i>Chiller</i> (CL-201).....	56
Tabel 4.18. Neraca Energi <i>Condenser Partial</i> (CDP-201).....	56
Tabel 4.19. Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-301).....	57
Tabel 4.20. Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-302).....	57
Tabel 4.21. Neraca Energi <i>Extractive Distillation Column</i> (EDC-301).....	57
Tabel 4.22. Neraca Energi <i>Distillation Column</i> (DC-301).....	57
Tabel 4.23. Neraca Energi <i>Cooler</i> (CO-301)	58
Tabel 4.24. Neraca Energi <i>Cooler</i> (CO-302)	58
Tabel 5.1. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-101)	59
Tabel 5.2. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-102)	60
Tabel 5.3. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-401)	61
Tabel 5.4. Spesifikasi <i>Vaporizer</i> (VP-101)	62
Tabel 5.5. Spesifikasi <i>Compressor</i> (CM-101).....	63
Tabel 5.6. Spesifikasi <i>Compressor</i> (CM-102).....	63
Tabel 5.7. Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	64
Tabel 5.8. Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-102).....	65
Tabel 5.9. Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-301).....	66
Tabel 5.10. Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-302)	67

Tabel 5.11. Spesifikasi Reaktor (RE-201)	68
Tabel 5.12. Spesifikasi <i>Throttling valve</i> (EV-201)	69
Tabel 5.13. Spesifikasi <i>Chiller</i> (CL-201)	70
Tabel 5.14. Spesifikasi <i>Condensor Partial</i> (CDP-201).....	71
Tabel 5.15. Spesifikasi <i>Extractive Distillation Coloumn</i> (EDC-301)	72
Tabel 5.16. Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-301)	73
Tabel 5. 17. Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-301)	74
Tabel 5.18. Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-301).....	75
Tabel 5.19. Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-301).....	76
Tabel 5.20. Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-302)	77
Tabel 5.21. Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-302)	78
Tabel 5.22. Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-302).....	79
Tabel 5.23. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-301).....	80
Tabel 5.24. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-302).....	81
Tabel 5.25. Spesifikasi Pompa (P-101)	82
Tabel 5.26. Spesifikasi Pompa (P-301)	82
Tabel 5.27. Spesifikasi Pompa (P-302)	83
Tabel 5.28. Spesifikasi Pompa (P-303)	83
Tabel 5.29. Spesifikasi Pompa (P-304)	84
Tabel 5.30. Spesifikasi Pompa (P-305)	84
Tabel 5.31. Spesifikasi Pompa (P-306)	85
Tabel 5.32. Spesifikasi <i>Blower</i> (BL-101).....	85
Tabel 5.33. Spesifikasi <i>Blower</i> (BL-201).....	85
Tabel 5.34. Spesifikasi <i>Blower</i> (BL-202).....	86

Tabel 5.35. Spesifikasi <i>Blower</i> (BL-203).....	86
Tabel 5.36. Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401).....	86
Tabel 5.37. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Alum (ST-401)	87
Tabel 5.38. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Kaporit (ST – 402)	87
Tabel 5.39. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> NaOH (ST – 403)	88
Tabel 5.40. Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CL-401).....	88
Tabel 5.41. Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-401)	89
Tabel 5.42. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Air Filter (ST – 404).....	89
Tabel 5.43. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Air Domestik	90
Tabel 5.44. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Air Hidran.....	90
Tabel 5.45. Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-401).....	91
Tabel 5.46. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Asam Sulfat (ST-405).....	91
Tabel 5.47. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Dispersant (ST-406)	92
Tabel 5.48. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Inhibitor (ST-407).....	92
Tabel 5.49. Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401)	93
Tabel 5.50. Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-401)	93
Tabel 5.51. Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DE-601).....	94
Tabel 5.52. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Air Proses (ST-408).....	95
Tabel 5.53. Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Air Kondensat (ST-409).....	95
Tabel 5.54. Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-601).....	96
Tabel 5.55. Spesifikasi <i>Demin Water Tank</i>	96
Tabel 5.56. Spesifikasi <i>Boiler</i> (BO-601).....	97
Tabel 5.57. Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (CB-401)	97
Tabel 5.58. Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB-401).....	98

Tabel 5.59. Spesifikasi Generator Listrik.....	98
Tabel 5.60. Spesifikasi Tangki BBM	99
Tabel 5.61. Spesifikasi <i>Air Dryer</i> (AD – 501)	99
Tabel 5.62. Spesifikasi <i>Air Compressor</i> (AC-501)	100
Tabel 5.63. Spesifikasi <i>Cyclone</i> (CY-501).....	100
Tabel 5.64. Spesifikasi <i>Receiver</i> (RC-701).....	101
Tabel 5.65. Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> (EV-701)	101
Tabel 5.66. Spesifikasi <i>Evaporator</i> (EP-701)	102
Tabel 5.67. Spesifikasi <i>Compressor</i> (CM – 701).....	102
Tabel 5.68. Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-701)	103
Tabel 5.69. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401)	104
Tabel 5.70. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-402)	104
Tabel 5.71. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-403)	105
Tabel 5.72. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-404)	105
Tabel 5.73. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-405)	106
Tabel 5.74. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-406)	106
Tabel 5.75. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-407)	107
Tabel 5.76. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-408)	107
Tabel 5.77. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-409)	108
Tabel 5.78. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-410)	108
Tabel 5.79. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-411)	109
Tabel 5.80. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-412)	109
Tabel 5.81. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-413)	110
Tabel 5.82. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-414)	110

Tabel 5.83. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-415)	111
Tabel 5.84. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-416)	111
Tabel 5.85. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-417)	112
Tabel 5.86. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-418)	112
Tabel 5.87. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-601)	113
Tabel 5.88. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-602)	113
Tabel 5.89. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-603)	114
Tabel 5.90. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-701)	114
Tabel 5.91. Spesifikasi Blower Steam (BL– 601).....	115
Tabel 5.92. Spesifikasi Blower Udara 1 (BL – 501).....	115
Tabel 5.93. Spesifikasi Blower Udara 2 (BL – 502).....	115
Tabel 5.94. Spesifikasi Blower Udara 3 (BL – 502).....	115
Tabel 6.1. Kebutuhan Air Umum	117
Tabel 6.2. Persyaratan Kualitas Air Pendingin	118
Tabel 6.3. Peralatan yang Membutuhkan Air Pendingin dan <i>chilled water</i>	119
Tabel 6.4. Peralatan yang Membutuhkan <i>Steam</i>	122
Tabel 6.5. Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	140
Tabel 6.6. Pengendalian Variabel Utama Proses.....	140
Tabel 7.1. Perincian Luas Area Pabrik Isopropil alkohol	148
Tabel 8.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	164
Tabel 8.2. Perincian Tingkat Pendidikan	164
Tabel 8.3. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses	166
Tabel 8.4. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas	166
Tabel 8.5. Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan.....	167

Tabel 9.1. <i>Fixed capital investment</i>	172
Tabel 9.2. <i>Manufacturing cost</i>	174
Tabel 9.3. <i>General Expenses</i>	174
Tabel 9.4. Biaya Administratif	175
Tabel 9.5. <i>Minimum acceptable percent return on investment</i>	177
Tabel 9.6. <i>Acceptable payout time</i> untuk tingkat resiko pabrik	178
Tabel 9.7. Hasil Uji Kelayakan Ekonomi.....	181

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Data Impor Isopropil alkohol 2017-2021	4
Gambar 1.2. Grafik Kebutuhan Isopropil alkohol di Beberapa Negara.	6
Gambar 6.1. <i>Cooling Tower</i>	120
Gambar 6.2. Diagram <i>Cooling Water System</i>	121
Gambar 6.3. <i>Deaerator</i>	124
Gambar 6.4. Diagram Alir Pengolahan Air.....	125
Gambar 6.5. <i>Refrigerant Cycle</i>	133
Gambar 7.1. Tata Letak Pabrik.....	146
Gambar 7.2. Prakiraan Lokasi Pembangunan Pabrik	147
Gambar 7.3. Tata Letak Alat Pabrik.....	150
Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	155
Gambar 9.1. Grafik Analisa Ekonomi	179
Gambar 9.2. Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i>	180

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri kimia di dunia terus berkembang seiring kebutuhan dan perkembangan zaman, termasuk di Indonesia. Indonesia saat ini tengah berusaha untuk tumbuh dan berkembang atas kemampuannya sendiri dan mengurangi ketergantungan dari negara lain. Dengan berkembangnya industri kimia di Indonesia maka akan mengurangi ketergantungan negara terhadap impor dari negara lain. Adanya industri kimia ini juga dapat membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat sehingga dapat menurunkan angka pengangguran di Indonesia. Kurangnya sektor industri kimia di Indonesia mengakibatkan harusnya dilakukan impor untuk memenuhi kebutuhan bahan kimia.

Salah satu bahan kimia yang masih harus impor yaitu Isopropil alkohol disingkat IPA atau nama lainnya *isopropanol*, *2-propanol*, *dimethylcarbinol*, dan *sec-propyl alcohol* yang memiliki rumus kimia C_3H_8O atau C_3H_7OH . Isopropil alkohol merupakan alkohol sekunder berupa cairan yang tidak berwarna, mudah menguap dan juga mudah terbakar, memiliki berbagai macam kegunaan sebagai produk akhir maupun antara (*intermediate*). Beberapa contoh Isopropil alkohol sebagai produk akhir yaitu digunakan sebagai *solvent*, tambahan dalam obat-obatan, serta bahan antiseptik serta desinfektan. Sedangkan Isopropil alkohol sebagai produk *intermediate* digunakan untuk produksi *acetone*, *methyl isobutyl keton*, *methyl isobutyl carbinol*, *isopropylamine*, and *isopropyl acetate* (Krik and Othmer, 2004).

Dalam pembuatannya, Isopropil alkohol dapat diperoleh dengan tiga metode secara komersial, yaitu *indirect hydration* (hidrasi tak langsung), *direct hydration* (hidrasi langsung), dan *hydrogenation of acetone* (hidrogenasi aseton). Pada tahun 1920, Standard Oil (Exxon) Company (Bayway, New Jersey) memproduksi

Isopropil alkohol untuk pertama kali dengan menggunakan metode *indirect hydration* atau dikenal juga sebagai proses asam sulfat dan metode ini merupakan satu-satunya yang digunakan di seluruh dunia. Namun, ada masalah lain ketika menggunakan metode hidrasi tak langsung yaitu korosi tinggi, biaya energi tinggi dan polusi udara yang menyebabkan ICI pada tahun 1951 memulai proses *direct hydration* komersial pertama. Kemudian, ditemukan metode sintesis potensial lainnya untuk memperoleh Isopropil alkohol yaitu hidrogenasi aseton (Krik and Othmer, 2004).

Kebutuhan Isopropil alkohol di Indonesia selama ini masih dipenuhi dengan cara mengimpor dari negara lain. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, data impor Indonesia untuk IPA pada tahun 2017 sebanyak 30.617,746 ton, tahun 2018 sebanyak 33.010,497 ton, tahun 2019 sebanyak 33.700,172 ton, kemudian tahun 2020 sebanyak 38.370,116 ton, dan pada tahun 2021 sebanyak 36.282,62 ton. Berdasarkan data tersebut dapat dilihat bahwa dari tahun 2018-2020, impor IPA Indonesia cenderung mengalami peningkatan dan pada tahun 2021 mengalami penurunan namun jumlah impornya masih tinggi.

Jumlah impor Isopropil alkohol dapat dikatakan masih tinggi diakibatkan karena pabrik Isopropil alkohol di Indonesia masih belum didirikan sehingga untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri masih harus dilakukan dengan cara mengimpor dari negara lain. Oleh karena itu, pada tugas akhir ini akan dibuat prarancangan pabrik Isopropil alkohol sebagai salah satu solusi untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi angka impor Negara.

1.2 Kegunaan Produk

Isopropil alkohol memiliki banyak kegunaan yaitu sebagai berikut:

- Isopropil alkohol digunakan sebagai bahan baku pembuatan *chemical* lain, yaitu untuk memproduksi *acetone*, *methyl isobutyl keton*, *methyl isobutyl carbinol*, *isopropylamine*, and *isopropyl acetate*.
- Isopropil alkohol digunakan sebagai *solvent* karena memiliki keseimbangan antara alkohol, air dan karakteristik seperti hidrokarbon

sehingga merupakan pelarut yang baik. Selain itu, karena tingkat toksisitas Isopropil alkohol yang lebih rendah daripada *metil alcohol* maka lebih disukai sebagai pelarut, biasanya digunakan sebagai pelarut untuk berbagai minyak, resin, alkaloid, pernis, cat, tinta, dll. Isopropil alkohol juga digunakan secara luas sebagai pelarut untuk kosmetik, misalnya untuk *lotion*, parfum, sampo, pembersih kulit, cat kuku, penghapus riasan, deodoran, *body oils*, dan *skin lotions*.

- Dalam bidang medis, Isopropil alkohol digunakan sebagai antiseptik dan desinfektan untuk di rumah sakit, rumah, dan industri, dua kali lebih efektif dari *ethyl alcohol*. Selain itu, digunakan sebagai bahan tambahan dalam obat-obatan, misalnya untuk anestesi local, *tincture of iodine*, dan larutan mandi untuk jahitan bedah.

(Krik and Othmer, 2004)

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pabrik pembuatan Isopropil alkohol ini yaitu aseton dan gas hidrogen. Dikarenakan di Indonesia belum terdapat pabrik aseton, maka untuk memenuhi bahan baku aseton dengan cara mengimpor dari INEOS Phenol (US) dengan kapasitas 330.000 ton/tahun (INEOS Phenol, 2023). Gas hidrogen di Indonesia sudah ada pabrik yang memproduksinya seperti PT Air Liquide Banten dengan kapasitas produksi $21.000.000 \text{ m}^3$ (kemenperin.go.id, 2023), Ni-Cu/SiO₂ di impor dari beberapa produsen seperti Hangzhaou Ruike Chemical (Cina) dan Vineeth Chemical (India).

1.4 Analisa Pasar

Analisa pasar merupakan langkah untuk mengetahui seberapa besar minat pasar terhadap suatu produk. Kebutuhan Isopropil alkohol di Indonesia terus meningkat berdasarkan data impor pada Tabel 1.1. Hingga saat ini masih belum ada pabrik Isopropil alkohol di Indonesia dan untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri diperoleh melalui impor. Dari persamaan garis lurus data impor dapat diperkirakan bahwa kebutuhan Isopropil alkohol sampai bulan Desember 2022

adalah sebesar 39.402.400 kg dan pada tahun 2027 kebutuhannya sebesar 47.746.900 kg. Karena hal tersebut maka perlu dilakukan pengkajian kelayakan teknis/ekonomis mengenai pendirian pabrik yang akan memproduksi Isopropil alkohol. Dengan demikian, dapat diketahui peluang pembangunan pabrik Isopropil alkohol di Indonesia.

1. Kebutuhan Isopropil alkohol dalam negeri

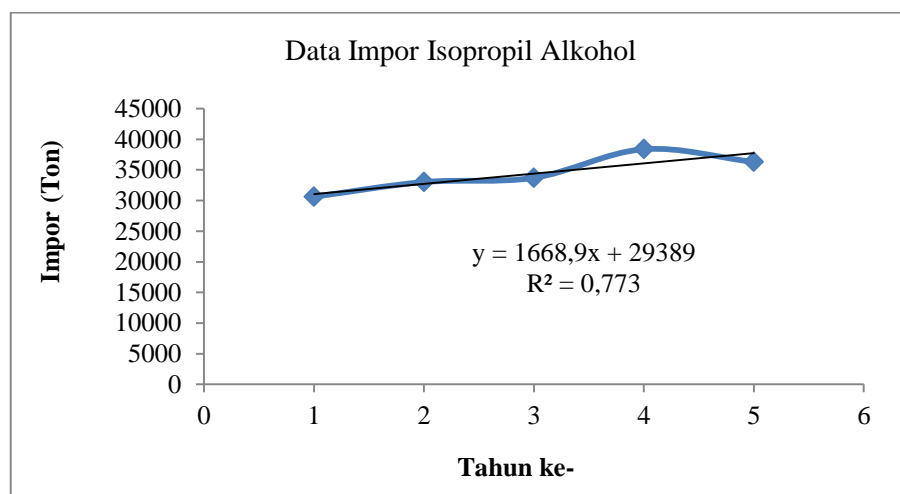
Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik Indonesia, kebutuhan impor Isopropil alkohol ini terus meningkat tiap tahunnya. Data impor ini dapat dilihat pada Tabel 1.1 dibawah ini.

Tabel 1. 1 Data Statistik Impor Isopropil alkohol di Indonesia

Tahun	Tahun ke-	Ton
2017	1	30.617,746
2018	2	33.010,497
2019	3	33.700,172
2020	4	38.370,116
2021	5	36.282,620
2022- Mei	6	16.829,741

Sumber: (Badan Pusat Statistik, 2017-Mei 2022)

Dari data yang ada pada Tabel 1.1, maka akan didapatkan grafik dibawah ini:



Gambar 1. 1 Data Impor Isopropil alkohol 2017-2021

Dari gambar 1.1 diperoleh suatu persamaan garis lurus dari hubungan antara jumlah impor dan tahun yakni:

$$y = 1668,9x + 29389$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka dapat diperkirakan bahwa kebutuhan Isopropil alkohol sampai bulan Desember 2022 adalah sebesar 39.402,4 ton atau 39.402.400 kg. Pabrik Isopropil alkohol ini direncanakan akan berdiri pada tahun 2027 atau tahun ke-11, sehingga dari persamaan diatas diperoleh kebutuhan Isopropil alkohol sebesar :

$$\begin{aligned} y \text{ (Tahun ke-11)} &= 1668,9 (11) + 29389 \\ &= 47.746,9 \text{ Ton} \\ &= 47.746.900 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Isopropil alkohol luar negeri

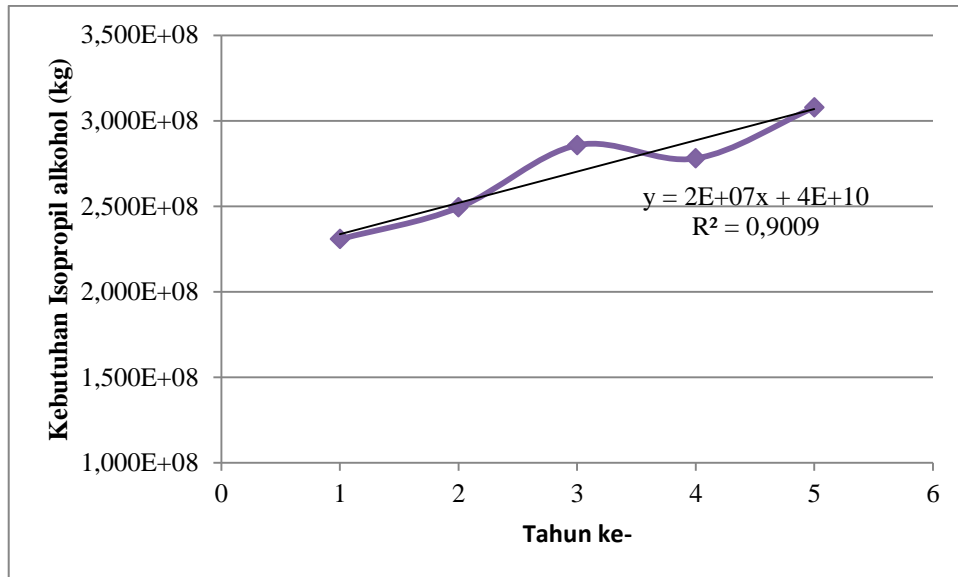
Selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pabrik Isopropil alkohol yang akan didirikan juga bertujuan untuk memenuhi kebutuhan luar negeri. Kebutuhan Isopropil alkohol di beberapa Negara terlihat pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1. 2 Data Impor Isopropil alkohol di Beberapa Negara

Tahun	Impor (kg)					Total (kg)
	China	Japan	Philippines	Singapore	India	
2014	94.664.859	14.773.661	20.004.157	39.445.713	61.890.058	230.778.448
2015	113.312.622	18.141.519	15.732.835	25.332.874	76.725.804	249.245.654
2016	101.669.822	19.813.293	24.465.956	45.372.680	94.408.409	285.730.160
2017	10.258.8051	15.754.241	19.625.609	31.499.594	108.526.948	277.994,445
2018	117.659.403	15.158.661	21.367.769	24.344.439	129.241.450	307.771.722

(Sumber: data.un.org)

Dari data pada Tabel 1.2 diatas diperoleh grafik sebagai berikut:



Gambar 1. 2 Grafik Kebutuhan Isopropil alkohol di Beberapa Negara

Berdasarkan Gambar 1.2 diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$y = 2E+07x - 4E+10$$

Untuk pendirian pabrik pada tahun 2027 maka diperkirakan kebutuhan Isopropil alkohol di berbagai Negara mencapai:

$$\begin{aligned}
 y \text{ (tahun ke-14)} &= 2E+07x - 4E+10 \\
 &= 2E+07 (14) - 4E+10 \\
 &= 540.000.000 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

3. Data Produksi

Saat ini di Indonesia belum mempunyai pabrik Isopropil alkohol sehingga kebutuhannya masih di topang dengan mengimpor. Data produksi Isopropil alkohol luar negeri dapat menjadi pertimbangan penentuan kapasitas pabrik. Beberapa pabrik yang telah memproduksi Isopropil alkohol dapat dilihat pada Tabel 1.3 berikut:

Tabel 1. 3 Daftar Industri Isopropil alkohol di Dunia

Nama	Kapasitas (Ton/Tahun)	Lokasi
LG Chem	150.000	Yeosu, South Korea
LCY Chemical	100.000	Lin Yuan, Taiwan
Tokuyama	70.000	Tokuyama, Japan
Dezhou Detian Chemical	50.000	Dezhou, China
Isu Chemical	60.000	Ulsan, South Korea
Tasco Chemical	30.000	Lin Yuan, Taiwan
Total	460.000	

Sumber: (www.chemicalintelligence.com)

1.5 Kapasitas Pabrik

Untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan dibangun dapat dilakukan beberapa pendekatan, yakni berdasarkan data impor, ekspor serta data produksi yang telah ada. Kapasitas pabrik ditentukan berdasarkan data kebutuhan produk, data impor, ekspor serta data produksi yang telah ada. Berdasarkan data-data ini kemudian dapat ditentukan besarnya kapasitas produksinya. Adapun persamaan kapasitas produksi adalah sebagai berikut:

$$KP = DK + DI - DP$$

Dimana:

KP = Kapasitas Produksi Pada Tahun 2027

DK = Data Kebutuhan Pada Tahun 2027

DI = Data Impor Pada Tahun 2027

DP = Data Produksi Dunia

$$\begin{aligned}
 KP &= DK + DI - DP \\
 &= 540.000 \text{ Ton} + 47.746,9 \text{ Ton} - 460.000 \text{ Ton} \\
 &= 127.746,9 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan pertimbangan di atas dan berbagai persaingan yang nantinya akan tumbuh, maka kapasitas produksi pabrik Isopropil alkohol pada tahun 2027 direncanakan sebesar 50% dari kapasitas produksi tahun 2027 yakni 63.873,45 Ton \approx **65.000** Ton/Tahun. Diharapkan dengan berdirinya pabrik Isopropil alkohol dengan kapasitas produksi 65.000 ton/tahun ini dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, dapat ikut bersaing di pasar dunia dan dapat menciptakan lapangan pekerjaan.

1.6 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat penting pada suatu perancangan, hal ini dikarenakan akan berpengaruh secara langsung terhadap kelangsungan pabrik. Berikut merupakan kriteria yang perlu diperhatikan sebagai pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik:

1. Bahan baku

Lokasi pabrik berdekatan dengan produsen bahan baku dan juga dengan dengan pelabuhan. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan Isopropil alkohol adalah aseton dan gas H₂. Aseton didapat dari INEOS Phenol (US) dengan kapasitas 330.000 ton/tahun (INEOS Phenol, 2023), gas hidrogen di Indonesia sudah banyak pabrik yang memproduksinya seperti PT Air Liquide Banten dengan kapasitas produksi <21.000.000 m³ (kemenperin.go.id, 2023), PT Aneka Gas Jakarta, Pupuk Kujang Cikampek, dan PT Mitra Sejati Indogas, sedangkan untuk katalis Ni-Cu/SiO₂ di impor dari beberapa produsen seperti Hangzhaou Ruike Chemical (Cina) dan Vineeth Chemical (India).

2. Pemasaran

Dalam aspek ini, perlu diperhatikan letak pabrik terhadap pasar guna mengurangi biaya distribusi produk. Konsumen Isopropil alkohol ini sebagian besar terletak di kawasan Jakarta, Banten dan Jawa Barat. Pada Tabel 1.4 merupakan pabrik yang membutuhkan isopropil alkohol.

Tabel 1. 4 Industri Yang Membutuhkan Isopropil Alkohol

No	Industri	Lokasi
1.	PT Paragon Technology dan Innovation	Tangerang
2.	PT Opto Lambung Sejahtera	Jakarta
3.	PT Indonesia Polymer Compound	Bekasi
4.	PT Asahimas Chemical	Cilegon
5.	PT Unilever Indonesia	Cikarang dan Surabaya
6.	PT Wings Surya	Surabaya
7.	PT Colgate Palmolive	Jakarta
8.	PT Tinta Mas	Jakarta
9.	PT Intimas Wisesa	Bogor
10.	PT Inkote Indonesia	Bekasi

3. Transportasi, Telekomunikasi dan Utilitas

Fasilitas transportasi pada kawasan yang dipilih sebagai tempat pendirian pabrik memiliki pengaruh yang cukup besar pada perekonomian pabrik, diantaranya adalah berpengaruh terhadap pengiriman bahan baku, serta pendistribusian produk. Karena sebagai daerah kawasan industri yang telah direncanakan dengan baik untuk industri dengan skala besar, tentunya berbagai kebutuhan sudah memadai dalam hal ketersediannya mulai dari air, listrik dan sarana lainnya. Serta akan dengan mudah dijangkau oleh kendaraan-kendaraan besar yang akan digunakan untuk membawa bahan baku atau produk yang akan dihasilkan.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dipekerjakan adalah para ahli-ahli dalam bidang masing-masing dan tenaga kerja lokal disekitar lokasi pabrik.

5. Kondisi Tanah

Harga tanah merupakan suatu hal yang harus diperhatikan karena akan mempengaruhi biaya investasi saat akan mendirikan pabrik. Lokasi pabrik yang terdapat dalam daerah kawasan industri umumnya memiliki tanah

yang cukup luas, serta merupakan tipikal kontur tanah datar sehingga menguntungkan untuk pendirian sebuah pabrik.

6. Kebijakan Pemerintah

Daerah yang menjadi kawasan daerah industri umumnya telah mempunyai ketentuan dan peraturan tersendiri dalam hal pendirian pabrik nantinya. Oleh karena itu pemerintah sebagai fasilitator kebijakan telah memberikan kemudahan dalam urusan perizinan pendirian, pajak, dan hal lain yang berhubungan dalam urusan pendirian pabrik.

Adapun beberapa daerah yang dapat menjadi pertimbangan mengenai pemilihan lokasi pabrik, berdasarkan kriteria diatas ditampilkan pada tabel berikut ini:

Tabel 1.5 Perbandingan Kriteria Pemilihan Lokasi Pabrik

No.	Kriteria	Daerah		
		Cilegon	Karawang	Tangerang
1.	Harga Tanah/m ²	Rp. 2.100.000	Rp. 2.590.000	Rp. 2.560.000
2.	Sumber Air	Waduk Nadra (3,4 juta m ³)	Sungai Citarum (78,74 m ³ /s)	Sungai Cisadene (70 m ³ /s)
3.	Bahan Baku	INEOUS (US), dan jarak dengan PT. Air Liquide (Cilegon) ≈ 5,7 km	INEOUS (US), dan jarak dengan PT. Air Product (Cikarang) ≈ 23 km	INEOUS (US), dan jarak dengan PT. Air Product (Cikarang) 77 km
4.	Pemasaran	Pabrik kosmetik, pabrik cat, pabrik detergen	Pabrik cat, detergen	Pabrik Cat, kosmetik
5.	Transportasi	Pelabuhan (Ciwandan Port) dan Jalan Darat	Pelabuhan (Priok) dan Jalan Darat	Pelabuhan (Priok) dan Jalan Darat
6.	UMR	Rp. 4.309.772	Rp. 4.790.000	Rp. 4.262.015
7.	Sumber Listrik	PLTU Suralaya 3.400 MW	PLTGU Karawang 1.760 MW	PLTA Jatiluhur 175 MW

Berdasarkan pertimbangan kriteria pendirian pabrik maka lokasi yang dipilih adalah di daerah Cilegon, Banten dengan alasan sebagai berikut:

1. Harga tanah yang lebih murah sehingga lebih ramah terhadap biaya investasi

2. Sumber air yang melimpah
3. Dekat dengan lokasi sumber bahan baku
4. Letak target pemasaran yang dekat dengan pabrik dan lebih banyak
5. Fasilitas transportasi yang memadai dengan adanya pelabuhan internasional yang membantu jalannya kegiatan ekspor dan impor.

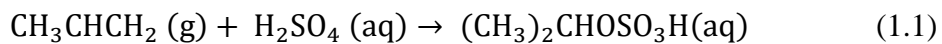
BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Macam-Macam Proses

1. Proses Hidrasi Tidak Langsung (*Indirect Hydration*)

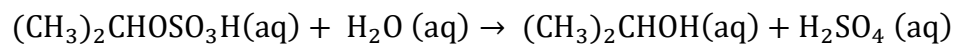
Hidrasi tidak langsung ini terdiri dari 2 tahap reaksi. Proses ini dilakukan dengan mereaksikan propilen (CH_3CHCH_2) dengan asam sulfat (H_2SO_4) untuk menghasilkan *isopropil hydrogen sulfat* (CH_3)₂CHOSO₃H. Kemudian *isopropil hydrogen sulfat* akan dihidrolisis dengan menggunakan air untuk menghasilkan Isopropil alkohol (US Patent No. 2.609.400, 1952). Adapun reaksi pada proses ini adalah sebagai berikut:

Tahap 1 : Esterifikasi propilen dan asam sulfat membentuk *isopropil hydrogen sulfat*.



Pada proses pertama, akan terjadi proses esterifikasi propilen (≤ 60 wt%) dan asam sulfat (> 80 wt%), pada kondisi operasi 23 atm dan pada suhu 65 °C menggunakan absorber.

Tahap 2 : Hidrasi *isopropil hydrogen sulfat* dan air membentuk isopropil alkohol dan asam sulfat.



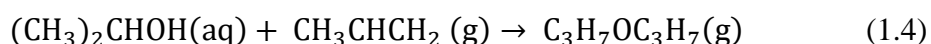
Pada proses kedua yakni *isopropyl hydrogen sulfat* diubah menjadi Isopropil alkohol pada alat *stripper* pada suhu 133,85 °C. Konversi reaksi terhadap propilen sebesar 93% dengan selektivitas Isopropil alkohol 98% dengan kemurnian produk Isopropil alkohol 87% wt dan 97% vol (Krik and Othmer, 2004).

2. Proses Hidrasi Langsung (*Direct Hydration*)

Pada proses ini gas propilen dan air di reaksi pada kondisi operasi 150 °C dan tekanan 100 atm untuk menghasilkan *isopropyl alcohol*. Pada proses ini reaksinya berlangsung di *trickle bed reaktor (TBR)* dimana reaktan dimasukkan dari atas reaktor dan mengalir kebawah melalui katalis asam sulfat. Propilen yang terkonversi dari proses ini $\geq 75\%$ dengan selektivitas Isopropil alkohol 92-93% dan kemurnian propilen yang dibutuhkan sebesar 92%. Pada proses ini terbentuk produk samping berupa *diisopropyl ether (DIPE)* sekitar 5% (Krik and Othmer, 2004). Proses hidrasi langsung mengikuti persamaan sebagai berikut:

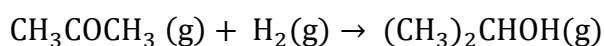


Dengan reaksi samping akan menghasilkan *diisopropil ether*,



3. Hidrogenasi Aseton

Pada proses ini aseton akan direaksikan dengan gas hidrogen (H_2) untuk menghasilkan Isopropil alkohol (CN 103449967B, 2015). Reaksi ini berlangsung pada reaktor jenis *fix bed reaktor* pada suhu 180 °C dan tekanan 7,89 atm. Aseton akan diuapkan dengan menggunakan Vaporizer terlebih dahulu, kemudian akan di alirkan menuju reaktor. Umpan aseton dan gas hidrogen dialirkan dari bawah dan akan keluar melalui bagian atas reaktor. Perbandingan molar antara gas hidrogen dan aseton yakni 1,5:1. Proses ini berlangsung dengan konversi 87,6% mol/mol, dengan selektivitas Isopropil alkohol yakni 100% menggunakan katalis Ni-Cu/SiO₂ (Zhou and Wang, 2022). Reaksi hidrogenasi aseton adalah sebagai berikut:



2.2 Perbandingan Proses

Untuk mengetahui kondisi operasi dalam proses produksi Isopropil alkohol, ada beberapa faktor yang harus diperhatikan salah satunya yaitu faktor kelayakan proses secara teknis. Faktor ini mempertimbangkan beberapa hal seperti tekanan operasi, suhu operasi, energi bebas *gibbs* pembentukan (ΔG°_f) dan panas pembentukan standar (ΔH°_f).

2.2.1 Tinjauan Panas Pembentukan Standar (ΔH°_f)

Besar atau kecil nilai entalpi reaksi (ΔH) menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun dihasilkan. ΔH menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Apabila ΔH positif (+) maka reaksi bersifat endotermis atau membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi sehingga semakin besar nilai ΔH maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan. Sedangkan, apabila ΔH negatif (-) maka reaksi bersifat eksotermis atau menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi. Berikut data panas pembentukan standar (ΔH°_f) pada keadaan standar ($T=298\text{ K}$) dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Data panas pembentukan standar (ΔH°_f) pada suhu 298,15 K

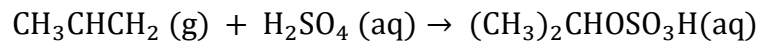
Formula	ΔH°_f (kJ/mol)
CH_3CHCH_2	20,41
H_2O	-285,83
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	-318,7
$\text{C}_3\text{H}_7\text{OC}_3\text{H}_7$	-351,5
CH_3COCH_3	-271,57
H_2	0
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}$	16,657

Sumber: (Yaws,1999)

a. Indirect Hydration

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH°) pada 25°C atau 298,15 K

Reaksi 1:



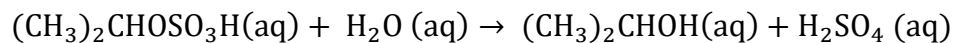
$$\Delta H^\circ_{298} = \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (\Delta H^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}) - (\Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4)$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (16,657 \text{ kJ/mol}) - (20,41 \text{ kJ/mol} + 0 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = -3,753 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi 2:



$$\Delta H^\circ_{298} = \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (\Delta H^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4) - (\Delta H^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H} + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (-318,7 \text{ kJ/mol} + 0 \text{ kJ/mol}) - (16,657 \text{ kJ/mol} - 285,83 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = -49,527 \text{ kJ/mol}$$

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH°) pada suhu operasi

Untuk menghitung ΔH° pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)$$

Maka nilai ΔH° adalah:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

(Smith, 2001)

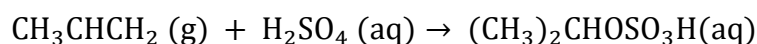
Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Tabel 2. 2 Nilai konstanta C_p (kJ/mol.K)

Formula	A	B	C	D
CH_3CHCH_2 (g)	31.298	0.072449	0.00019481	-2.1582E-07
H_2SO_4 (aq)	26.004	0.70337	-0.0013856	1.0342E-06
H_2O (aq)	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.3469E-07
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ (aq)	72.525	0.79553	-0.002633	3.6498E-06
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}$ (aq)	0	0	0	0

(Yaws, 1999)

Reaksi 1:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 65^\circ\text{C} = 338,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_0 = -3,753 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A (\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3) - (A \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + A \text{H}_2\text{SO}_4) \\ &= (0) - (31,298 + 26,004) \\ &= -57,302 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = -0,775819$$

$$\Delta C = 0,00119079$$

$$\Delta D = -8,1838\text{E-}07$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔH° , sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

$$\Delta H^\circ = \Delta H_0^\circ + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

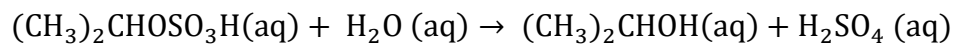
$$\Delta H^\circ = -3,753$$

$$\begin{aligned} &+ 8,314 \left[-57,302(338,15 - 298,15) \right. \\ &+ \frac{-0,775819}{2}(338,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{0,00119079}{3}(338,15^3 - 298,15^3) + -8,1838E \\ &\left. - 07 \left(\frac{338,15 - 298,15}{(338,15)(298,15)} \right) \right] \end{aligned}$$

$$\Delta H^\circ = -61.008,2158$$

Diperoleh nilai ΔH° pada reaksi 1 proses *indirect hydration* sebesar -61.008,2158.

Reaksi 2:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 133,85^\circ\text{C} = 407 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H_0^\circ = -49,527 \text{ kJ/mol}$$

Dengan cara yang sama untuk seperti diatas, didapatkan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta A = 6,476$$

$$\Delta B = 1,538853$$

$$\Delta C = -0,00380757$$

$$\Delta D = 4,14931E-06$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔH° , sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ = \Delta H_0^\circ + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

$$\Delta H^\circ = \Delta H_0^\circ + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

$$\Delta H^\circ = -49,527$$

$$+ 8,314 \left[6,476(407 - 298,15) + \frac{1,538853}{2}(407^2 - 298,15^2) + \frac{-0,00380757}{3}(407^3 - 298,15^3) + 4,14931E - 06 \left(\frac{407 - 298,15}{(407)(298,15)} \right) \right]$$

$$\Delta H^\circ = 65.074,5075$$

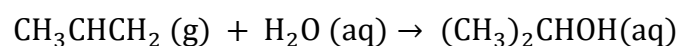
Diperoleh nilai ΔH° pada reaksi 2 proses *indirect hydration* sebesar 65.074,50747

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \Delta H^\circ \text{ total} &= \Delta H^\circ \text{ reaksi 1} + \Delta H^\circ \text{ reaksi 2} \\ &= -61008,2158 + 65074,5075 \\ &= 4.066,2917 \end{aligned}$$

b. *Dyrect Hydration*

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH°) pada 25°C atau 298,15 K

Reaksi 1:



$$\Delta H^\circ_{298} = \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (\Delta H^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (\Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (-318,7 \text{ kJ/mol}) - (20,41 \text{ kJ/mol} - 285,83 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = -53,28 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi 2:



$$\Delta H^\circ_{298} = \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (\Delta H^\circ_f \text{C}_3\text{H}_7\text{OC}_3\text{H}_7) - (\Delta H^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + \Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{CHCH}_2)$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (-351,5 \text{ kJ/mol}) - (-318,7 \text{ kJ/mol} + 20,41 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = -53,21 \text{ kJ/mol}$$

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH°) pada suhu operasi

Untuk menghitung ΔH° pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)$$

Maka nilai ΔH° adalah:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

(Smith, 2001)

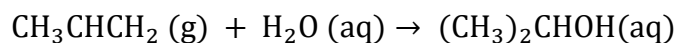
Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.3.

Tabel 2.3 Nilai konstanta C_p (kJ/mol.K)

Formula	A	B	C	D
CH ₃ CHCH ₂ (g)	31.298	0.072449	0.00019481	-2.1582E-07
H ₂ O (aq)	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.3469E-07
(CH ₃) ₂ CHOH (aq)	72.525	0.79553	-0.002633	3.6498E-06
C ₃ H ₇ OC ₃ H ₇ (g)	73.085	1.1235	-0.0037356	5.22E-06

(Yaws, 1999)

Reaksi 1:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 150^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_0 = -53,28 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (A \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + A \text{H}_2\text{O}) \\ &= (72,525) - (31,298 + 92,053) \\ &= -50,826 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = 0,763034$$

$$\Delta C = -0,00261678$$

$$\Delta D = 3,33093\text{E-}06$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔH° , sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ &= -53,28 + 8,314 \left[-50,826 (423,15 - 298,15) \right. \\ &\quad + \frac{0,763034}{2} (423,15^2 - 298,15^2) \\ &\quad + \frac{-0,00261678}{3} (423,15^3 - 298,15^3) + 3,33093 \\ &\quad \left. \times 10^{-6} \left(\frac{423,15 - 298,15}{423,15 \times 298,15} \right) \right] \end{aligned}$$

$$\Delta H^\circ = -53,28 + 8,314 \times -14925,7$$

$$\Delta H^\circ = -124145,446$$

Diperoleh nilai ΔH° pada reaksi 1 proses *direct hydration* sebesar $-124.145,446$

Reaksi 2:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 150^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_0 = -53,21 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A \text{ C}_3\text{H}_7\text{OC}_3\text{H}_7) - (A \text{ (CH}_3)_2\text{CHOH} + A \text{ CH}_3\text{CHCH}_2) \\ &= (73,085) - (72,525 + 31,298) \\ &= -30,738 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = 0,255521$$

$$\Delta C = -0,00129741$$

$$\Delta D = 1,78602\text{E-}06$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔH° , sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ &= -53,21 + 8,314 \left[-30,738 (423,15 - 298,15) \right. \\ &\quad + \frac{0,255521}{2} (423,15^2 - 298,15^2) \\ &\quad + \frac{-0,00129741}{3} (423,15^3 - 298,15^3) + 1,78602 \\ &\quad \left. \times 10^{-6} \left(\frac{423,15 - 298,15}{423,15 \times 298,15} \right) \right] \end{aligned}$$

$$\Delta H^\circ = -53,21 + 8,314 \times -13628,2$$

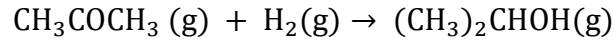
$$\Delta H^\circ = -113.358,2304$$

Diperoleh nilai ΔH° pada reaksi 2 proses *direct hydration* sebesar -113.358,2304

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \Delta H^\circ \text{ total} &= \Delta H^\circ \text{ reaksi 1} + \Delta H^\circ \text{ reaksi 2} \\ &= (-124.145,446) + (-113.358,2304) \\ &= -237.503,6764 \text{ (eksotermis)} \end{aligned}$$

c. Hidrogenasi Aseton

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH°) pada 25°C atau 298,15 K



$$\Delta H^\circ_{298} = \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (n \times \Delta H^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (n \times \Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{COCH}_3 + n \times \Delta H^\circ_f \text{H}_2)$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (150,0724 \text{ kmol} \times -272590 \text{ kJ/kmol}) - ((150,0724 \text{ kmol} \times -217570 \text{ kJ/kmol}) + 150,0724 \text{ kmol} \times 0 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H^\circ_{298} = -8,2570 \times 10^6 \text{ kJ/kmol (eksotermis)}$$

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH°) pada suhu operasi

Untuk menghitung ΔH° pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ R = \Delta H^\circ_0 + n \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{\Delta D}{4}(T^4 - T_0^4) + \frac{\Delta E}{5}(T^5 - T_0^5)$$

Maka nilai ΔH° adalah:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_0 + n \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{\Delta D}{4}(T^4 - T_0^4) + \frac{\Delta E}{5}(T^5 - T_0^5) \right]$$

(Smith, 2001)

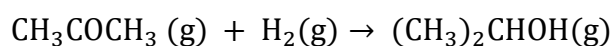
Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , ΔD dan ΔE harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.4.

Tabel 2.4 Nilai konstanta Cp (kJ/mol.K)

Formula	A	B	C	D	E
CH ₃ COCH ₃ (g)	35,918	9,3896E-02	1,8730E-04	-2,1643E-07	6,3174E-11
H ₂ (g)	25,399	0,020178	-0,000038549	3,188E-08	-8,7585E-12
(CH ₃) ₂ CHOH (g)	25,5350	2,1203,E-01	5,3492,E-05	-1,4727,E-07	4,9406,E-11

(Yaws, 1999)

Reaksi:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 180^\circ\text{C} = 453,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H_0^\circ = -8,2570 \times 10^6 \text{ kJ/kmol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (A \text{CH}_3\text{COCH}_3 + A \text{H}_2) \\ &= (25,5350) - (35,918 + 25,399) \\ &= -35,7820 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = 9,7956\text{E-}02$$

$$\Delta C = -9,5259\text{E-}05$$

$$\Delta D = 3,7280\text{E-}08$$

$$\Delta E = -5,0095\text{E-}12$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , ΔD dan ΔE pada rumus ΔH° , sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ = \Delta H_0^\circ + n \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{\Delta D}{4}(T^4 - T_0^4) \right. \\ \left. + \frac{\Delta E}{5}(T^5 - T_0^5) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ = & -8,2570 \times 10^6 \\ & + 150,0724 \left[-35,7820(453,15 - 298,15) \right. \\ & + \frac{9,7956E - 02}{2} (453,15^2 - 298,15^2) \\ & + \frac{-9,5259E - 05}{3} (453,15^3 - 298,15^3) \\ & + \frac{3,7280E - 08}{4} (453,15^4 - 298,15^4) \\ & \left. + \frac{-5,0095E - 12}{5} (453,15^5 - 298,15^5) \right] \end{aligned}$$

$$\Delta H^\circ = -8.505.082,3542 \text{ kJ/kmol (eksotermis)}$$

Diperoleh nilai ΔH° pada proses hidrogenasi aseton sebesar $-8.505.082,3542$ kJ/kmol

2.2.2 Tinjauan Energi Bebas Gibbs (ΔG)

Energi bebas *gibbs* (ΔG) menunjukkan spontan atau tidak spontannya suatu reaksi kimia. (ΔG) bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan dan reaksinya akan bergerak ke arah reaktan sehingga membutuhkan energi tambahan dari luar. Sedangkan, jika (ΔG) bernilai negatif (-) menunjukkan reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan, reaksinya bergerak ke arah produk dan hanya sedikit membutuhkan energi dari luar. Oleh karena itu semakin kecil nilai (ΔG) maka reaksi tersebut akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan semakin kecil (Smith, 2001). Berikut data energi bebas *gibbs* (ΔG) pada keadaan standar ($T=298$ K) dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2.5 Data energi bebas *gibbs* (ΔG) pada keadaan standar (T=298 K)

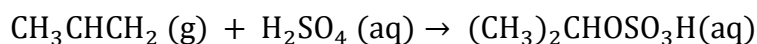
Formula	ΔG°_f (kJ/mol)
CH ₃ CHCH ₂	62,72
H ₂ SO ₄	-653,47
H ₂ O	-237,139
(CH ₃) ₂ CHOH	-173,59
C ₃ H ₇ OC ₃ H ₇	-121,88
CH ₃ COCH ₃	-153,05
H ₂	0
(CH ₃) ₂ CHOSO ₃ H	-738,42

Sumber: (Yaws, 1999)

a. Indirect Hydration

- Menghitung nilai *gibbs free energy* (ΔG°) pada 25°C atau 298,15 K

Reaksi 1:



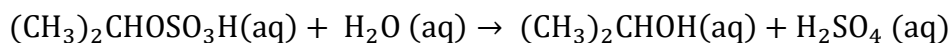
$$\Delta G^\circ_{298} = \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (\Delta G^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}) - (\Delta G^\circ_f \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4)$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (-738,42 \text{ kJ/mol}) - (62,72 \text{ kJ/mol} - 653,47 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = -147,67 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi 2:



$$\Delta G^\circ_{298} = \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (\Delta G^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4) - (\Delta G^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H} + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (-173,59 \text{ kJ/mol} - 653,47 \text{ kJ/mol}) - (738,42 \text{ kJ/mol} - 237,139 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = 148,499 \text{ kJ/mol}$$

- Menghitung nilai *gibbs free energy* (ΔG°) pada suhu operasi

Untuk menghitung ΔG° pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = \Delta H_0^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^\circ - \Delta G_0^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T}$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

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

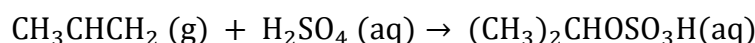
Maka nilai ΔG° adalah:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ = & \Delta H_0^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^\circ - \Delta G_0^\circ) \\ & + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \right. \\ & \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ & - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

(Smith, 2001)

Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.3.

Reaksi 1:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 65^\circ\text{C} = 338,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = \Delta H^{\circ}_0 = -3,753 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = \Delta G^{\circ}_0 = -147,67 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A (\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3) - (A \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + A \text{H}_2\text{SO}_4) \\ &= (0) - (31,298 + 26,004) \\ &= -57,302 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = -0,775819$$

$$\Delta C = 0,00119079$$

$$\Delta D = -8,1838\text{E-}07$$

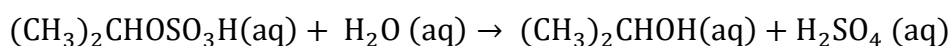
Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° , sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ} &= \Delta H^{\circ}_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^{\circ}_0 - \Delta G^{\circ}_0) \\ &\quad + R \left[\Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) \right. \\ &\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ &\quad - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta G^\circ = & -3753 - \frac{338,15}{298,15}(-3753 - (-147,67)) \\
& + 8,314 \left[-57,302(338,15 - 298,15) \right. \\
& + \frac{-0,775819}{2}(338,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{0,00119079}{3}(338,15^3 - 298,15^3) + (-8,1838E \\
& - 07) \left(\frac{338,15 - 298,15}{(338,15)(298,15)} \right) \left. \right] - 8,314 \\
& \times 298,15 \left[-57,302 \ln \frac{338,15}{298,15} \right. \\
& + \left[-0,775819 \right. \\
& + \left(0,00119079 \right. \\
& \left. \left. + \frac{-8,1838E - 07}{298,15^2 \times 338,15^2} \right) \left(\frac{338,15 + 298,15}{2} \right) \right] (338,15 - 298,15) \left. \right] \\
\Delta G^\circ = & -3.928,865
\end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔG° pada reaksi 1 proses *indirect hydration* sebesar $-3.928,865$

Reaksi 2:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 133,85^\circ\text{C} = 407 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_0 = -49,527 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = \Delta G^\circ_0 = 148,499 \text{ kJ/mol}$$

Dengan cara yang sama seperti diatas, didapatkan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta A = 6,476$$

$$\Delta B = 1,538853$$

$$\Delta C = -0,00380757$$

$$\Delta D = 4,14931E-06$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° , sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta H_0^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^\circ - \Delta G_0^\circ) \\ &+ R \left[\Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) \right. \\ &\left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ &- RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= -49,527 - \frac{407}{298,15} (-49,527 - 148,499) \\ &+ 8,314 \left[6,476(407 - 298,15) + \frac{1,538853}{2} (407^2 - 298,15^2) \right. \\ &+ \frac{-0,00380757}{3} (407^3 - 298,15^3) + 4,14931E \\ &\left. - 06 \left(\frac{407 - 298,15}{(407)(298,15)} \right) \right] - 8,314 \\ &\times 298,15 \left[6,476 \ln \frac{407}{298,15} \right. \\ &+ \left[1,538853 \right. \\ &\left. + \left(-0,00380757 + \frac{4,14931E - 06}{298,15^2 \times 407^2} \right) \left(\frac{407 + 298,15}{2} \right) \right] (407 \\ &\left. - 298,15) \right] \end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = 7.356,649$$

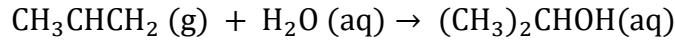
Diperoleh nilai ΔG° pada reaksi 2 proses *indirect hydration* sebesar 7.356,649

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \Delta G^\circ \text{ total} &= \Delta G^\circ \text{ reaksi 1} + \Delta G^\circ \text{ reaksi 2} \\ &= -3.928,865 + 7.356,649 \\ &= 3.427,784 \end{aligned}$$

b. Direct Hydration

- Menghitung nilai entalpi *gibbs free energy* (ΔG°) pada 25°C atau 298,15 K

Reaksi 1:



$$\Delta G^\circ_{298} = \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (\Delta G^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (\Delta G^\circ_f \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (-173,59 \text{ kJ/mol}) - (62,72 \text{ kJ/mol} - 237,139 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = 0,829 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi 2:



$$\Delta G^\circ_{298} = \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (\Delta G^\circ_f \text{C}_3\text{H}_7\text{OC}_3\text{H}_7) - (\Delta G^\circ_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + \Delta G^\circ_f \text{CH}_3\text{CHCH}_2)$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (-121,88 \text{ kJ/mol}) - (173,59 \text{ kJ/mol} + 62,72 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = -11,01 \text{ kJ/mol}$$

- Menghitung nilai *gibbs free energy* (ΔG°) pada suhu operasi

Untuk menghitung ΔG° pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T}$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

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

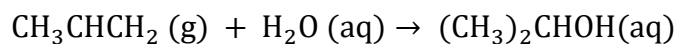
Maka nilai ΔG° adalah:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta H_0^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^\circ - \Delta G_0^\circ) \\ &+ R \left[\Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) \right. \\ &\left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ &- RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

(Smith, 2001)

Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD harus diketahui nilai konstanta Cp masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.4.

Reaksi 1:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 150^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H_0^\circ = -53,28 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = \Delta G_0^\circ = 0,829 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (A \text{CH}_3\text{CHCH}_2 + A \text{H}_2\text{O}) \\ &= (72,525) - (31,298 + 92,053) \\ &= -50,826 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = 0,763034$$

$$\Delta C = -0,00261678$$

$$\Delta D = 3,33093\text{E-}06$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° , sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta H_0^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^\circ - \Delta G_0^\circ) \\ &\quad + R \left[\Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) \right. \\ &\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ &\quad - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \\ \Delta G^\circ &= -53,28 - \frac{423,15}{298,15} (-53,28 - 0,829) \\ &\quad + 8,314 \left[-50,826 (423,15 - 298,15) \right. \\ &\quad + \frac{0,763034}{2} (423,15^2 - 298,15^2) \\ &\quad + \frac{-0,00261678}{3} (423,15^3 - 298,15^3) + 3,33093 \\ &\quad \left. \times 10^{-6} \left(\frac{423,15 - 298,15}{423,15 \times 298,15} \right) \right] - 8,314 \\ &\quad \times 298,15 \left[-50,826 \ln \frac{423,15}{298,15} \right. \\ &\quad + \left[0,763034 \right. \\ &\quad + \left(-0,00261678 \right. \\ &\quad \left. + \frac{3,33093 \times 10^{-6}}{298,15^2 \times 423,15^2} \right) \left(\frac{(423,15 + 298,15)}{2} \right) \left. \right] (423,15 \\ &\quad \left. - 298,15) \right] \end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = -23.963,5966$$

Diperoleh nilai ΔG° pada reaksi 1 proses *direct hydration* sebesar $-23.963,5966$

Reaksi 2:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 150^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_0 = -53,21 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = \Delta G^\circ_0 = -11,01 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A \text{ C}_3\text{H}_7\text{OC}_3\text{H}_7) - (A (\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + A \text{CH}_3\text{CHCH}_2) \\ &= (73,085) - (72,525 + 31,298) \\ &= -30,738 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = 0,255521$$

$$\Delta C = -0,00129741$$

$$\Delta D = 1,78602\text{E-}06$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° , sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) \\ &\quad + R \left[\Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) \right. \\ &\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ &\quad - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

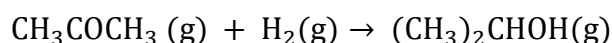
$$\begin{aligned}
\Delta G^\circ = & -53,21 - \frac{423,15}{298,15} (-53,21 - (-11,01)) \\
& + 8,314 \left[-30,738 (423,15 - 298,15) \right. \\
& + \frac{0,255521}{2} (423,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{-0,00129741}{3} (423,15^3 - 298,15^3) + 1,78602 \\
& \times 10^{-6} \left. \left(\frac{423,15 - 298,15}{423,15 \times 298,15} \right) \right] - 8,314 \\
& \times 298,15 \left[-30,738 \ln \frac{423,15}{298,15} \right. \\
& + \left[0,255521 \right. \\
& + \left(-0,00129741 \right. \\
& \left. + \frac{1,78602 \times 10^{-6}}{298,15^2 \times 423,15^2} \right) \left(\frac{(423,15 + 298,15)}{2} \right) \left. \right] (423,15 \\
& \left. - 298,15) \right] \\
\Delta G^\circ = & -20.811,0297
\end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔG° pada reaksi 2 proses *direct hydration* sebesar -20.811,0297.

$$\begin{aligned}
\text{Sehingga } \Delta G^\circ \text{ total} &= \Delta G^\circ \text{ reaksi 1} + \Delta G^\circ \text{ reaksi 2} \\
&= -23.963,5966 + (-20.811,0297) \\
&= -44.774,6263 \text{ (Spontan)}
\end{aligned}$$

c. Hidrogenasi Aseton

- Menghitung nilai *gibbs free energy* (ΔG°) pada 25°C atau 298,15 K



$$\Delta G^\circ_{298} = \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = (\Delta G^{\circ}_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (\Delta G^{\circ}_f \text{CH}_3\text{COCH}_3 + \Delta G^{\circ}_f \text{H}_2)$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = (-173,59 \text{ kJ/mol}) - (153,05 \text{ kJ/mol} + 0 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = -20,54 \text{ kJ/mol (spontan)}$$

- Menghitung nilai *gibbs free energy* (ΔG°) pada suhu operasi

Untuk menghitung ΔG° pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G^{\circ} = \Delta H^{\circ}_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^{\circ}_0 - \Delta G^{\circ}_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} \frac{dT}{T}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} dT$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} \frac{dT}{T}$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

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

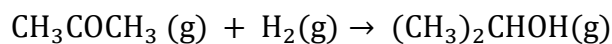
Maka nilai ΔG° adalah:

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ} = & \Delta H^{\circ}_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^{\circ}_0 - \Delta G^{\circ}_0) \\ & + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \right. \\ & \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ & - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

(Smith, 2001)

Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Reaksi:



Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 180^\circ\text{C} = 453,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_0 = -8,257 \cdot 10^9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = \Delta G^\circ_0 = -20,54 \text{ kJ/mol}$$

Maka diperoleh nilai:

$$\begin{aligned} \Delta A &= (A (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}) - (A \text{CH}_3\text{COCH}_3 + A \text{H}_2) \\ &= (72,525) - (35,918 + 25,399) \\ &= 11,208 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama untuk menentukan ΔA , didapatkan nilai ΔB , ΔC , dan ΔD sebagai berikut:

$$\Delta B = 0,681456$$

$$\Delta C = -0,002781751$$

$$\Delta D = 3,83435\text{E-}06$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° , sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) \\ &\quad + R \left[\Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) \right. \\ &\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ &\quad - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 \times T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta G^\circ = & -101,13 - \frac{453,15}{298,15} (-101,13 - (-20,54)) \\
& + 8,314 \left[11,208 (453,15 - 298,15) \right. \\
& + \frac{0,681456}{2} (453,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{-0,002781751}{3} (453,15^3 - 298,15^3) + 3,83435 \\
& \times 10^{-6} \left. \left(\frac{453,15 - 298,15}{453,15 \times 298,15} \right) \right] - 8,314 \\
& \times 298,15 \left[11,208 \ln \frac{453,15}{298,15} \right. \\
& + \left[0,681456 \right. \\
& + \left(-0,002781751 \right. \\
& \left. \left. + \frac{3,83435 \times 10^{-6}}{273,15^2 \times 453,15^2} \right) \left(\frac{453,15 + 273,15}{2} \right) \right] (453,15 - 273,15) \left. \right] \\
\Delta G^\circ = & -40.641,66435
\end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔG° pada proses hidrogenasi aseton sebesar $-40.641,66435$ (spontan).

2.3 Pemilihan Proses

Berikut merupakan perbandingan proses pembuatan Isopropil alkohol, dapat dilihat pada Tabel 2.6.

Tabel 2.6 Perbandingan Proses Pembuatan Isopropil alkohol

	<i>Indirect Reaction</i>	<i>Direct Reaction</i>	Hidrogenasi Aseton
Bahan Baku Utama	Propilen (Lokal)	Propilen (Lokal)	- Acetone (Impor) - H ₂ (Lokal)
Bahan Baku Penunjang	- Air - NaOH (Lokal)	Air	DMSO
Katalis	H ₂ SO ₄ (Lokal)	Ion-exchange resin H ₂ SO ₄ (Lokal)	Ni-Cu/SiO ₂
Kemurnian Bahan Baku	- Propilen ≥65 wt% - H ₂ SO ₄ 60-80wt%	Propilen 92 wt%	- Hidrogen 99,9 wt% - Aseton 99,9 wt%
Reaktor	Absorber dan Stripper	Trickle Bed, RATB	Fix bed Multitube
T (°C) dan P (atm)	T= 85°C P= 23 atm	T= 150°C P= 100 atm	T= 180°C P= 7,89 atm
Konversi (% mol/mol)	93% mol/mol	≥75% mol/mol	87,6% mol/mol
By Product	DIPE	DIPE	Tidak ada
ΔG pada T (kJ/mol)	3.427,7 (nonsontan)	-44.774,6 (Spontan)	-40.641,66 (Spontan)
ΔH pada T (kJ/mol)	4.066,29 (Endotermis)	-237.503,6 (Eksotermis)	-8,2570E+09 (Eksotermis)
Kelebihan	- Bahan baku utama dan penunjang mudah didapatkan - T operasi yang rendah - Nilai konversi propilen yang besar	- Bahan baku utama dan penunjang mudah didapatkan	- Nilai konversi aseton yang besar - Tidak adanya <i>by product</i> sehingga prosesnya lebih sederhana - Membutuhkan peralatan yang lebih sedikit

Lanjutan Tabel 2.6 Perbandingan Proses Pembuatan *Isopropyl Alcohol*

	<i>Indirect Reaction</i>	<i>Direct Reaction</i>	Hidrogenasi Aseton
Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> - Prosesnya yang kompleks dikarenakan adanya <i>by product</i> - Penggunaan katalis H₂SO₄ menyebabkan korosi yang tinggi pada peralatan. - Menggunakan bahan baku turunan minyak bumi. 	<ul style="list-style-type: none"> - Tekanan operasi yang tinggi sehingga membutuhkan biaya operasional yang tinggi untuk membeli alat yang tahan P yang tinggi - Nilai konversinya yang rendah - Prosesnya kompleks karena adanya <i>by product</i> yang dihasilkan. - Menggunakan bahan baku turunan minyak bumi. 	<ul style="list-style-type: none"> - Bahan baku aseton dan katalis belum ada di Indonesia sehingga harus mengimpor.

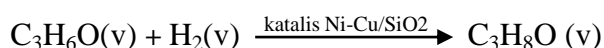
Berdasarkan penjelasan dibagian sebelumnya, maka dipilihlah proses pembuatan isopropil alkohol dengan metode Hidrogenasi aseton menggunakan bahan baku aseton dan gas hidrogen dengan katalis Ni-Cu/SiO₂ dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Menggunakan bahan baku aseton yang bukan berasal dari turunan minyak bumi sehingga keberlangsungan jangka panjang dapat terpenuhi.
- Tekanan operasi yang relatif lebih rendah dibandingkan dengan proses lain.
- Prosesnya tidak menghasilkan *by product* sehingga relatif sederhana dan tidak membutuhkan peralatan yang banyak.
- Tidak menyebabkan korosi yang tinggi pada peralatan karena tidak menggunakan H₂SO₄.

2.4 Kinetika Reaksi

Persamaan kinetika untuk proses hidrogenasi aseton adalah:

Reaksi pembentukan Isopropil alkohol adalah sebagai berikut:



$$-r_A = \frac{k \cdot K_A \cdot K_h \cdot P_A \cdot P_h}{(1 + K_A \cdot P_A + K_h \cdot P_h)^2} \quad (\text{X. Zhou et al, 2013})$$

Dimana:

$$K_A = 3,35\text{E-}03$$

$$K_h = 1,87\text{E-}06$$

2.5 Uraian Proses

Proses pembuatan isopropil alkohol dari aseton dan gas hidrogen dengan adanya katalis Ni-Cu/SiO₂ menggunakan proses hidrogenasi dalam fasa gas dilakukan dengan tiga tahapan yaitu persiapan bahan baku, proses reaksi dan pemisahan serta pemurnian produk.

2.5.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku bertujuan untuk mengkondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam reaktor. Aseton sebagai bahan baku dibeli dari luar negeri. Oleh karena itu tangki

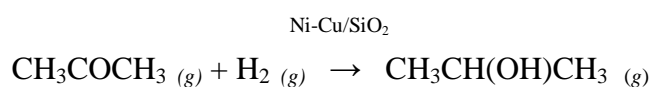
penyimpanan yang digunakan harus cukup untuk menampung bahan baku dalam jumlah banyak. Bahan baku aseton disimpan dalam fasa cair pada tekanan atmosfer dan suhu kamar. Untuk bahan baku gas hidrogen dialirkan pada sistem pipeline dalam fasa gas pada suhu 30°C dan tekanan 5 atm sedangkan untuk katalis Ni-Cu/SiO₂ disimpan pada suhu ruangan dan berventilasi dan terhindar dari paparan sinar matahari.

Aseton dialirkan dari tangki penyimpanan (ST-101) kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-101) menuju ke *mixing point* (MP-101) agar bercampur dengan aliran aseton *recycle*. Setelah itu, aseton dialirkan menuju *vaporizer* (VP-101). Pada *vaporizer* (VP-101), umpan diuapkan karena reaksi berlangsung dalam fasa gas. Fasa gas keluaran *vaporizer* (VP-101) kemudian dialirkan menuju pada *heat exchanger* (HE-101) untuk dinaikkan suhunya hingga 180°C. aseton kemudian di naikan tekanannya dengan menggunakan *compressor* (CM-101) dari 1 atm menjadi 7,89 atm sebelum masuk ke dalam reaktor (RE-201).

Gas hidrogen dialirkan menggunakan sistem pipeline menuju *mixing point* (MP-102) untuk bercampur dengan aliran hidrogen *recycle* yang kemudian dialirkan menuju kompresor (CM-102) untuk menaikkan tekanannya dari 5 atm ke 7,89 atm. Setelah itu dialirkan menuju *heater* (HE-102) untuk dinaikkan suhunya menjadi 180°C sebelum masuk ke dalam reaktor (RE-201).

2.5.2 Tahapan Reaksi Hidrogenasi

Reaksi hidrogenasi aseton menjadi isopropil alkohol berlangsung dalam fasa gas. Kondisi operasi dalam reaktor (RE-201) adalah pada suhu 180°C dan tekanan 7,89 atm. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Reaksi ini merupakan reaksi eksotermis sehingga untuk menjaga kondisi operasi dalam reaktor (RE-201) sesuai dengan kondisi reaksi dibutuhkan pendingin. Jenis reaktor (RE-201) yang digunakan adalah *fix bed multitube* reaktor.

2.5.3 Tahapan Pemisahan dan Pemurnian Produk

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

Aliran keluar reaktor (RE-201) terdiri dari campuran isopropil alkohol, aseton, hidrogen, nitrogen dan oksigen. Aliran keluaran reaktor diturunkan tekanannya menggunakan *expander valve* (EV-201). Kemudian, didinginkan dengan menggunakan *Chiller* (CL-201) melalui pertukaran panas dengan memanfaatkan pendingin berupa *chilled water*. Setelah itu, keluaran *Chiller* (CL-201) dikondensasi di dalam *condenser partial* (CDP-201) untuk memisahkan zat-zat yang dapat mengembun (*condensable*) dengan zat-zat yang tidak dapat mengembun (*non condensable gas*). Isopropil alkohol dan aseton akan mengembun sedangkan gas hidrogen, nitrogen dan oksigen akan tetap berada pada fasa gas. Fasa liquid keluaran *condenser partial* (CDP-201) akan masuk ke dalam *Extractive Distillation Column* (EDC-301) untuk memisahkan aseton dari isopropil alkohol dan air dengan menggunakan bantuan solvent berupa DMSO. Produk atas (Destilat) pada EDC-301 berupa aseton yang akan direcycle kembali, sedangkan produk bawah (Bottom) EDC-301 akan masuk ke DC-301 untuk dilakukan pemisahan antara produk Isopropil alkohol dengan solven DMSO. Produk atas DC-301 yang berupa isopropil alkohol akan didinginkan di *cooler* (CO-302) sebelum masuk ke tangki penyimpanan (ST-401).

BAB III

SPEKIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Bahan Baku

a. Aseton

Rumus Kimia	: CH_3COCH_3
Nama Lain	: propanone, dimethyl ketone
Berat Molekul	: 58,08 gram/mol
Wujud	: Liquid (cairan)
Warna	: Tidak berwarna
Titik Lebur	: $-94,7\text{ }^\circ\text{C}$
Titik Didih	: $56,05\text{ }^\circ\text{C}$
Temperature Kritis	: 508,2 K ($235,05\text{ }^\circ\text{C}$)
Tekanan Kritis	: 4,71 106 Pa (46,484 atm)
<i>Specific Gravity</i>	: 0,792 (pada $20\text{ }^\circ\text{C}$)
Densitas	: 0,79 g/ml (pada $20\text{ }^\circ\text{C}$)
<i>Purity</i>	: 99,9%

(Sumber: *Safety Data Sheet INEOS Phenol*)

b. Hidrogen

Rumus Kimia	: H_2
Berat Molekul	: 2,016 gram/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Titik Lebur	: $-259,1\text{ }^\circ\text{C}$
Titik Didih	: $-252,7\text{ }^\circ\text{C}$
Temperature Kritis	: 33,19 K ($-239,96\text{ }^\circ\text{C}$)
Tekanan Kritis	: 1,3154 106 Pa (12,982 atm)
<i>Specific Gravity</i>	: 0,006948
<i>Purity</i>	: 99,998% (N_2 0,001% dan O_2 0,001%)

(Sumber: *PT. Air Liquide Indonesia: Product Catalog*)

c. Katalis Ni-Cu/SiO₂

Fase	: Padat
Bentuk	: Bola/spherical (<i>smooth, uniform</i>)
Komposisi	: 2% Ni, 5% Cu
Densitas	: 2,23 gr/cm ³
Bulk Density	: 0,8 gr/cm ³
Diameter	: 3 mm
Porositas	: 0,641
Partikel size	: 3 mm
Umur Katalis	: 5 tahun

3.2 Bahan Penunjang

Adapun bahan penunjang yang digunakan dalam proses pembuatan Isopropil alkohol adalah sebagai berikut:

a. Dimetil Sulfoxida (DMSO)

Rumus Kimia	: C ₂ H ₆ OS
Berat Molekul	: 78,13 gram/mol
Kemurnian	: 99,9%
Wujud	: <i>Liquid</i> (cairan)
Titik Lebur	: 19°C
Titik Didih	: 189 °C (pada 101,3 kPa)
Temperature Kritis	: 235,2 °C
Tekanan Kritis	: 4,764 × 10 ⁶ Pa (47,017 atm)
Densitas	: 1,1 gram/cm ³
Viskositas	: 1,996 mPa.s (=cP) pada 20 °C

(Sumber: *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 2004)

3.3 Produk

b. Isopropil Alkohol

Rumus Kimia	: C_3H_8O
Nama Lain	: <i>isopropanol, 2-propanol, dimethyl carbinol, dan sec-propyl alcohol</i>
Berat Molekul	: 60,10 gram/mol
Wujud	: <i>Liquid</i> (cairan)
Warna	: Tidak berwarna
Titik Beku	: $-88,5\text{ }^{\circ}\text{C}$
Titik Didih	: $82,45\text{ }^{\circ}\text{C}$ (pada 101,3 kPa)
Temperature Kritis	: $235,2\text{ }^{\circ}\text{C}$
Tekanan Kritis	: $4,764 \times 10^6\text{ Pa}$ (47,017 atm)
Densitas	: $0,7854\text{ gram/cm}^3$ (pada $20\text{ }^{\circ}\text{C}$)
Viskositas	: $4,6\text{ mPa}\cdot\text{s}$ (=cP) pada $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ $2,4\text{ mPa}\cdot\text{s}$ (=cP) pada $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ $1,4\text{ mPa}\cdot\text{s}$ (=cP) pada $40\text{ }^{\circ}\text{C}$
<i>Specific Gravity</i>	: 0,7864
Sifat	: Cairan yang tidak berwarna, mudah menguap dan juga mudah terbakar

(Sumber: *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 2004)

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

A. SIMPULAN

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik isopropil alkohol dari aseton dan gas hidrogen dengan kapasitas 65.000 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut :

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak adalah 26,40%.
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak adalah 2,435 tahun
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 49,75% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 20 – 60 % kapasitas produksi. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,74%, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
4. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 33,31%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang yaitu 10,159% sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

B. SARAN

Pabrik Isopropil alkohol dari aseton dan gas hidrogen dengan kapasitas 65.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba, 2022. *Harga Bahan Kimia*. Diakses melalui www.Alibaba.com pada 20 September 2022.
- Ardiprawiro, 2018. *Modul Perkuliahan Pengantar Manajemen*. Diakses melalui Elearning.gunadarma.ac.id pada 10 Agustus 2023.
- Badan Pusat Statistik, 2022. *Statistic Indonesia*. Diakses melalui www.bps.go.id pada 17 September 2022.
- Broughton. 1994. *Process Utility Systems: Introduction to Design, Operation and Maintenance*. Institution of Chemical Engineers, Rugby, Warwickshire, UK.
- Brownell, L. E., and Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*. University of Michigan. John Wiley and Sons Inc, New York.
- Chemicalintelligence, 2022. *Data Industri Isopropyl Alcohol di Dunia*. Diakses melalui www.chemicalintelligence.com pada 17 September 2022.
- CN103449967B. 2015. *Process and Device For Increasing Yield of Acetone-Hydrogenation Isopropanol Production*. Jiangsu Nine Heaven High-Tech Co Ltd.
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 2005. *Chemical Engineering 4th edition*. Butterworth-Heinemann, Washington.
- Fogler, H. Scott. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering 4th edition*. Prentice Hall International Inc, United States of America.

- Geankoplis, Christie. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operation 3rd edition*. Allyn & Bacon Inc, New Jersey.
- Google Maps, 2022. *Kawasan Industri Cilegon, Banten*. Diakses melalui www.google.com/maps pada 18 September 2022.
- Himmelblau, David. 1996. *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering 6th edition*. Prentice Hall Inc, New Jersey.
- Ineos Phenol, 2022. *Acetone*. Diakses melalui www.ineos.com pada 20 September 2022.
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Trans*. McGraw-Hill Co, New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 2004. “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, 4th edition, vol.17. John Wiley and Sons Inc, New York.
- Ludwig, E. Ernest. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants 3rd edition*. Houston, Gulf Publishing Company.
- Matche, 2014. *Equipment Cost Estimates*. Diakses melalui www.matche.com pada 15 Agustus 2023.
- Metcalf and Eddy. 1991. *Wastwater Engineering: Traetment, Disposal, and Reuse*. McGraw-Hill Inc, Singapore.
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th edition*. McGraw Hill, New York.
- Peter, M. S., Timmerhaus, K. D. 1991. *Plabt Design and Economics for Chemical Engineers 4th edition*. McGraw Hill, New York.

- Powell, S. 1954. *Water Conditioning for Industry*. Mc-Graw Hill Book Company., New York.
- PT. Air Liquide Indonesia, 2022. *Product Catalog*. Diakses melalui id.airliquide.com pada 20 September 2022.
- Rase, 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants*. John Wiley and Sons, New York.
- Sinnot, R.K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design Volume 6 Fourth Edition*. E.SEMER, Amsterdam.
- Smith, J. M., h.c. Van Ness, and M. M. Abbott. 2001. *Chemical Engineering Thermodynamics 6th edition*. McGraw Hill, New York.
- Treyball, R.E. 1983. *Mass Transfer Operation 3rd edition*. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc, New York.
- UNdata, 2022. *Data Impor Isopropyl Alcohol di Beberapa Negara*. Diakses melalui www.data.un.org pada 17 September 2022.
- US2609400A. 1952. *Modified weak-acid isopropanol process*. Standard Oil Development Co.
- Vilbrandt and Charles. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*. McGraw-Hill Book Co, Japan.
- Wallas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann, Washington.

Winkle, M. V. 1967. *Distillation*. McGraw-Hill Book, New York.

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

X, Zhou., Duan, Huai, and Li Xunfeng. 2013. *3D CFD Modeling of Acetone Hydrogenation in Fixed Bed Reactor with Spherical Particles*. Institute of Engineering Thermophysics, Chinese Academy of Sciences, China.

Zhou and Wang. 2022. *Process Design of Isopropyl Alcohol Synthesis Section of 80.000 Tons/Year*. *Academic Journal of Science and Technology*. School of Chemistry and Chemical Engineering, Zhoukou Normal University, China.