

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

Tugas Khusus

Perancangan Reaktor (RE-201)

(Skripsi)

Oleh

ANGGI ANGGRAENI (1815041028)



**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 Reaktor (RE-201))

Oleh

ANGGI ANGGRAENI

Isopropil Alkohol merupakan salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai pelarut (*solvent*) untuk berbagai minyak, resin, 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 Reactor (RE-201))

Oleh

ANGGI ANGGRAENI

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

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

Tugas Khusus

Perancangan Reaktor (RE-201)

Oleh:

**ANGGI ANGGRAENI
1815041028**

(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**

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI ASETON DAN GAS HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN (Perancangan Reaktor (RE-201))**

Nama Mahasiswa : **Anggi Anggraeni**

No. Pokok Mahasiswa : 1815041028

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik



MENYETUJUI,
1. Komisi Pembimbing

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

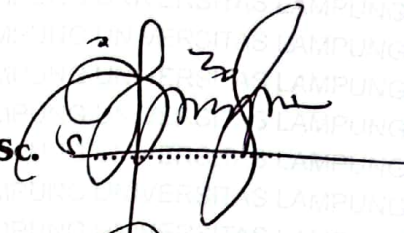
Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 19740712 200003 2 001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

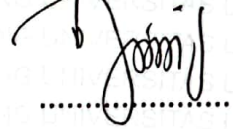
Ketua

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



Sekretaris

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



Penguji

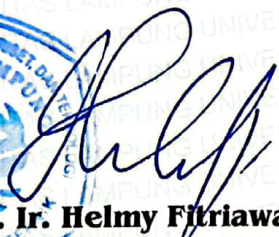
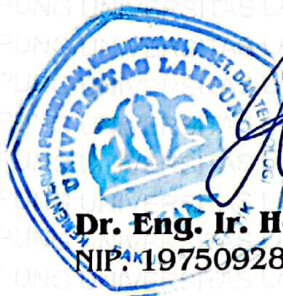
Bukan Pembimbing : Taharuddin, S.T., M.Sc.



Lia Lismeri, S.T., M.T.



2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



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

NIP: 197509282001121002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 03 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

Anggi Anggraeni

NPM. 1815041028

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Bandung pada tanggal 15 Juli 1999, sebagai anak pertama dari Bapak Endang Barnas dan Ibu Suminah Komalasari. Pendidikan Taman Kanak-Kanak (TK) Al-Ikhlas, Kabupaten Bandung diselesaikan pada tahun 2005, Sekolah Dasar (SD) diselesaikan di SDN Karyawanaya, Kabupaten Bandung pada tahun 2011, Sekolah Menengah Pertama (SMP) diselesaikan di SMPN 01 Abung Semuli, Lampung Utara pada tahun 2014, dan Sekolah Menengah Atas (SMA) diselesaikan di SMAN 01 Abung Semuli, Lampung 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. BUMA CIMA Nusantara unit Bungamayang dengan Tugas Khusus “Evaluasi *Juice Heater* II Pada Unit Pemurnian”. Kemudian, pada tahun 2023 penulis menyelesaikan penelitian dengan judul “Pengaruh Pengenceran Limbah Cair Tahu Terhadap Penurunan COD dan Produksi Biogas Pada Peruraian Anaerobik Limbah Cair Tahu”.

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, sebagai

Sekretaris Departemen HIMATEMIA Fakultas Teknik Universitas Lampung tahun 2020.

Selama menjadi mahasiswa, penulis menjadi Asisten Praktikum Mikrobiologi Teknik pada tahun 2021. Kemudian, pada tahun 2022, penulis mengikuti Program Magang dan Studi Independen Bersertifikat (MSIB) Angkatan II dengan mengambil *Data & Business Analytics Bootcamp* yang diselenggarakan oleh Ruang guru X Kampus Merdeka.

Motto dan Persembahan

“Sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan”

(QS. Al Insyirah : 6)

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

(QS. Al Anfaal : 46)

“Lakukanlah, jangan menyerah sebelum mencoba”

(Anggi Anggraeni)

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

*Kedua orang tuaku, Ibu dan Bapak Tercinta,
Alhamdulillah jaza kummullahu khoiro untuk segala bentuk kasih dan
sayang yang hingga detik ini masih senantiasa tercurah untuk putrimu ini.*

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

*Sahabat-sahabatku tersayang,
Terima kasih selalu ada dan menemani dengan setulus hati.*

*Para pengajar sebagai tanda hormatku,
Terima kasih 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, Mamah Suminah Komalasari dan Bapak Endang Barnas yang telah banyak memberikan dukungan, doa, serta semangat kepada penulis. Terima kasih telah menjadi orang tua terbaik, semoga Allah selalu melindungi kalian.
2. Adik-adikku tercinta, Adinda Shofiyatul Marhamah dan Arsy Kayla Salsabila yang telah menyemangati dan mendoakan penulis untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.
3. Keluarga yang telah memberikan motivasi dan doa kepada penulis.
4. Bapak Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S.T. M.Sc. selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung.
5. Ibu Yuli Darni, S.T. M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung.

6. 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.
7. Ibu Dr. Eng. Dewi Agustina I, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing II atas semua ilmu, dukungan dan saran untuk penyelesaian Tugas akhir ini. Semoga ilmu yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.
8. Bapak Taharuddin, S.T., M.Sc. sebagai dosen penguji I, yang telah memberikan saran, kritik dan telah menuntun untuk berfikir dengan benar.
9. Ibu Lia Lismeri, S.T., M.T. sebagai dosen penguji II, yang telah memberikan saran dan kritik serta meberikan pengarahan untuk menggunakan logika dengan baik.
10. Ibu Dr. Sri Ismiyati D, S.T., M.Eng. selaku dosen penelitian yang banyak membantu dan memotivasi penulis untuk menyelesaikan studi di Teknik Kimia dan memberikan semangat agar melakukan kegiatan bermanfaat selama kuliah.
11. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
12. Bela Kurniasari selaku partner terbaik Tugas Akhir penulis yang selalu sabar dalam suka duka pengerjaan Tugas Akhir ini. Terima kasih atas bantuan dan kerjasamanya, semoga kita menjadi anak yang sukses dan membanggakan orang tua.
13. Eva Mayanti, Jihan Falah Ariqoh, Faza Amalia, Bela Kurniasari, dan Rahma Yunika atas dukungan dan semangatnya. Terima kasih telah

banyak mengajak jalan-jalan dan jajan penulis, semoga sukses dan bahagia selalu.

14. Yuni Saputri dan Amirul Hakim, tim penelitian yang telah banyak membantu selama penelitian. Terima kasih karena terus berjuang hingga kita menyelesaikan penelitian, melewati suka dan duka di lab bawah selama 1,5 tahun. Semoga sukses dan bahagia selalu.
15. Teman-teman angkatan 2018, teman-teman seangkatan yang tidak saya sebutkan namanya namun masing-masing punya andil yang berarti untuk selesainya masa kuliah penulis. Terima kasih untuk dukungan yang selalu diberikan, menjadi tempat bertanya, tempat bercerita dan tempat bercanda. Semoga kita semua bisa menjadi orang yang sukses.
16. Diri sendiri yang telah berhasil menyelesaikan studi di Teknik Kimia, Universitas Lampung. Terima kasih karena telah menyelesaikan apa yang sudah di mulai dan terus berjuang serta bertahan hingga saat ini.

Bandar Lampung, 4 Desember 2023

Penulis,

Anggi Anggraeni

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>Heater</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

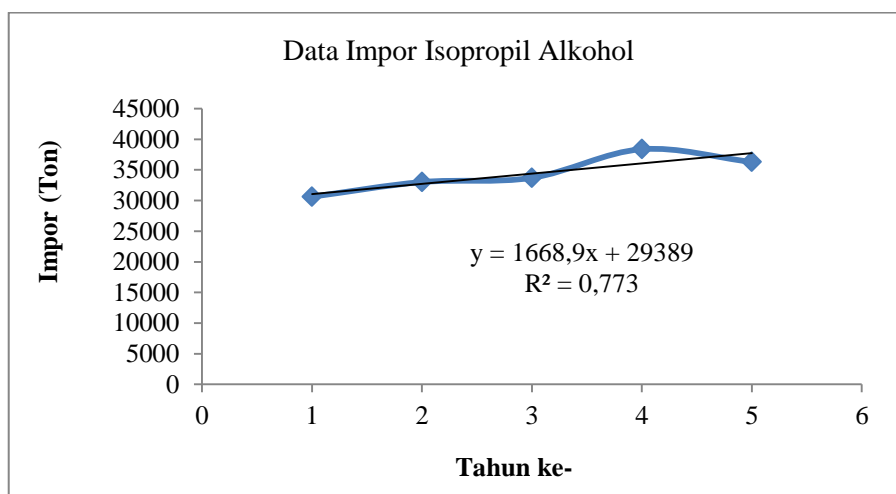
Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik Indonesia, kebutuhan impor Isopropil alkohol ini terus meningkat tiap tahunnya. Data impor ini dapat dilihat pada Tabel 1.1 dibawah ini.

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

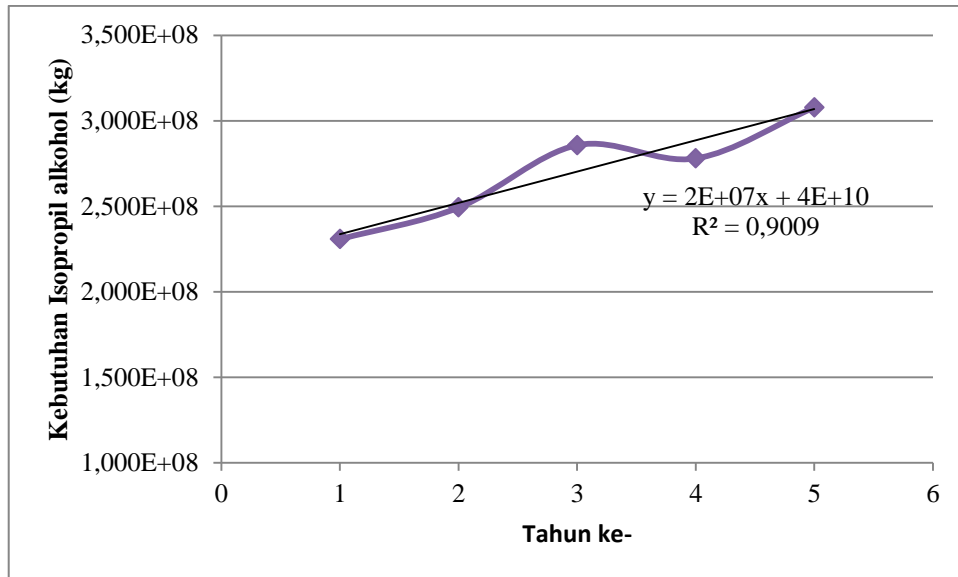
Selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pabrik Isopropil alkohol yang akan didirikan juga bertujuan untuk memenuhi kebutuhan luar negeri. Kebutuhan Isopropil alkohol di beberapa Negara terlihat pada Tabel 1.2 berikut:

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.

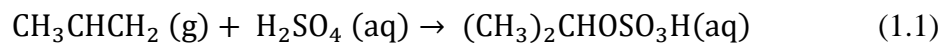
BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Macam-Macam Proses

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

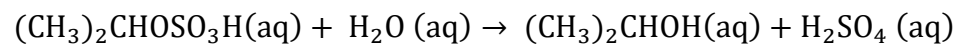
Hidrasi tidak langsung ini terdiri dari 2 tahap reaksi. Proses ini dilakukan dengan mereaksikan propilen (CH_3CHCH_2) dengan asam sulfat (H_2SO_4) untuk menghasilkan *isopropil hydrogen sulfat* (CH_3)₂CHOSO₃H. Kemudian *isopropil hydrogen sulfat* akan dihidrolisis dengan menggunakan air untuk menghasilkan 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.



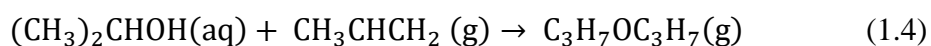
Pada proses kedua yakni *isopropyl hydrogen sulfat* diubah menjadi Isopropil alkohol pada alat *stripper* pada suhu 133,85 °C. Konversi reaksi terhadap propilen sebesar 93% dengan selektivitas Isopropil alkohol 98% dengan kemurnian produk Isopropil alkohol 87% wt dan 97% vol (Krik and Othmer, 2004).

2. Proses Hidrasi Langsung (*Direct Hydration*)

Pada proses ini gas propilen dan air di reaksikan 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:

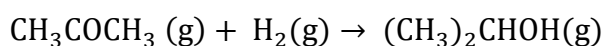


Dengan reaksi samping akan menghasilkan *diisopropil ether*,



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

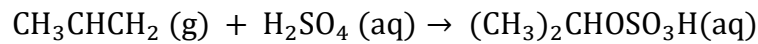
| Formula | ΔH°_f (kJ/mol) |
|---|-----------------------------|
| CH_3CHCH_2 | 20,41 |
| H_2O | -285,83 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ | -318,7 |
| $\text{C}_3\text{H}_7\text{OC}_3\text{H}_7$ | -351,5 |
| CH_3COCH_3 | -271,57 |
| H_2 | 0 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}$ | 16,657 |

Sumber: (Yaws,1999)

a. Indirect Hydration

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

Reaksi 1:



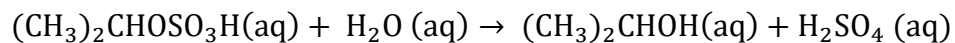
$$\Delta H^\circ_{298} = \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

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

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

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

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)

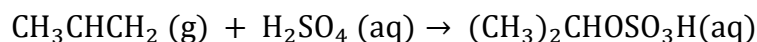
Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.2.

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:

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

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

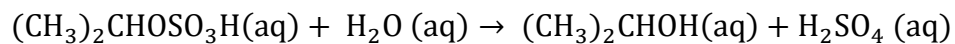
$$\Delta H^\circ = -3,753$$

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

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

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:

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

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

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

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

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

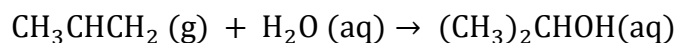
Diperoleh nilai ΔH° pada reaksi 2 proses *indirect hydration* sebesar 65.074,50747

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

b. *Direct 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)

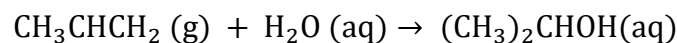
Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.3.

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:

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

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

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

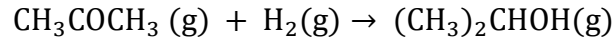
$$\Delta H^\circ = -113.358,2304$$

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)

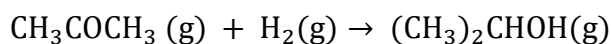
Untuk mencari nilai ΔA , ΔB , ΔC , ΔD dan ΔE harus diketahui nilai konstanta C_p masing-masing senyawa yang dapat dilihat pada Tabel 2.4.

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:

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

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

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

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)

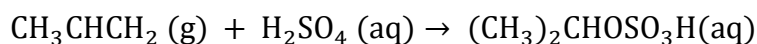
| Formula | ΔG°_f (kJ/mol) |
|--|-----------------------------|
| CH ₃ CHCH ₂ | 62,72 |
| H ₂ SO ₄ | -653,47 |
| H ₂ O | -237,139 |
| (CH ₃) ₂ CHOH | -173,59 |
| C ₃ H ₇ OC ₃ H ₇ | -121,88 |
| CH ₃ COCH ₃ | -153,05 |
| H ₂ | 0 |
| (CH ₃) ₂ CHOSO ₃ H | -738,42 |

Sumber: (Yaws, 1999)

a. Indirect Hydration

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

Reaksi 1:



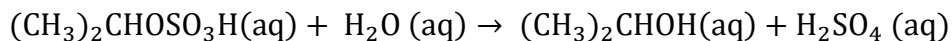
$$\Delta G^\circ_{298} = \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum n. \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

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

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

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

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:

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

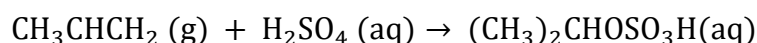
Maka nilai ΔG° adalah:

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

(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:

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

$$\Delta C = 0,00119079$$

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

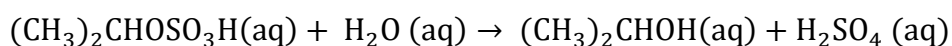
Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° , sebagai berikut:

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

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

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:

$$\Delta A = 6,476$$

$$\Delta B = 1,538853$$

$$\begin{aligned}\Delta C &= -0,00380757 \\ \Delta D &= 4,14931\text{E-}06\end{aligned}$$

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

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

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

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

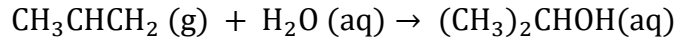
Diperoleh nilai ΔG° pada reaksi 2 proses *indirect hydration* sebesar 7.356,649

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

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:

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

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:

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

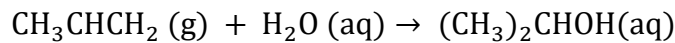
Maka nilai ΔG° adalah:

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

(Smith, 2001)

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

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:

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

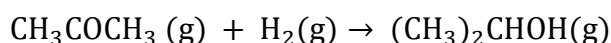
$$\begin{aligned}
\Delta G^\circ = & -53,21 - \frac{423,15}{298,15} (-53,21 - (-11,01)) \\
& + 8,314 \left[-30,738 (423,15 - 298,15) \right. \\
& + \frac{0,255521}{2} (423,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{-0,00129741}{3} (423,15^3 - 298,15^3) + 1,78602 \\
& \times 10^{-6} \left. \left(\frac{423,15 - 298,15}{423,15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

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:

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

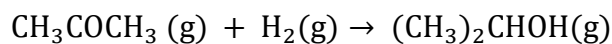
Maka nilai ΔG° adalah:

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

(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. |

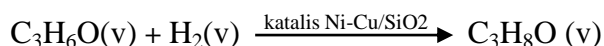
Berdasarkan penjelasan dibagian sebelumnya, maka dipilihlah proses pembuatan isopropil alkohol dengan metode Hidrogenasi aseton menggunakan bahan baku aseton dan gas hidrogen dengan katalis Ni-Cu/SiO₂ dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 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

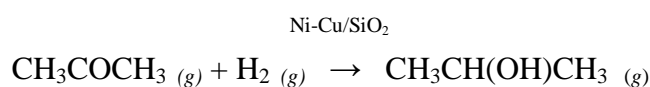
penyimpanan yang digunakan harus cukup untuk menampung bahan baku dalam jumlah banyak. Bahan baku aseton disimpan dalam fasa cair pada tekanan atmosfer dan suhu kamar. Untuk bahan baku gas hidrogen dialirkan pada sistem pipeline dalam fasa gas pada suhu 30°C dan tekanan 5 atm sedangkan untuk katalis 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 *Cooler* (CO-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 ₃ COCH ₃ |
| Nama Lain | : propanone, dimethyl ketone |
| Berat Molekul | : 58,08 gram/mol |
| Wujud | : Liquid (cairan) |
| Warna | : Tidak berwarna |
| Titik Lebur | : -94,7 °C |
| Titik Didih | : 56,05 °C |
| Temperature Kritis | : 508,2 K (235,05 °C) |
| Tekanan Kritis | : 4,71 10 ⁶ Pa (46,484 atm) |
| <i>Specific Gravity</i> | : 0,792 (pada 20 °C) |
| Densitas | : 0,79 g/ml (pada 20 °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 °C |
| Titik Didih | : -252,7 °C |
| Temperature Kritis | : 33,19 K (-239,96 °C) |
| Tekanan Kritis | : 1,3154 10 ⁶ 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 | : $4,764 \times 10^6$ 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.