

LAPORAN CAPSTONE DESIGN II
PRARANCANGAN PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT
DARI ASAM STEARAT DAN GLISEROL
KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN

Diajukan sebagai Salah Satu Persyaratan untuk Menyelesaikan
Program Pendidikan S1 Teknik Kimia



Oleh:
Garminingsih
27210344D

PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SETIA BUDI
SURAKARTA
2025

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN CAPSTONE DESIGN II

PRARANCANGAN PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT DARI ASAM STEARAT DAN GLISEROL KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN

Oleh:
Garminingsih
27210344D

Telah dipertahankan di depan tim penguji
pada tanggal

Nama
Penguji I : Ir. Sumardiyono, M.T.

Penguji II : Dewi Astuti Herawati, S.T., M. Eng.

Penguji III : Argoto Mahayana, S.T., M.T.

Penguji IV : Dr. Supriyono, S.T., M.T.

Tanda Tangan



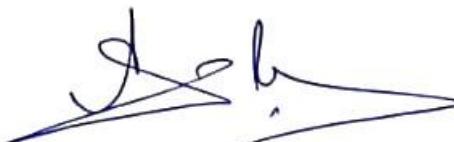
Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknik

Ketua Program Studi S1 Teknik
Kimia



Dr. Drs. Suseno, M.Si.
NIS. 01199408011044



Dewi Astuti Herawati, S.T., M. Eng.
NIS. 01199601032053

LEMBAR PERSETUJUAN

LAPORAN CAPSTONE DESIGN II

PRARANCANGAN PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT

DARI ASAM STEARAT DAN GLISEROL

KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN

Oleh:
Garminingsih
27210344D

Telah disetujui oleh Dosen Pembimbing
pada tanggal 25 Juli 2025

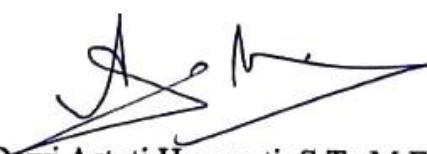
Dosen Pembimbing I


Dr. Supriyono, S.T., M.T.
NIS. 01199508011049

Dosen Pembimbing II


Argoto Mahayana, S.T., M.T.
NIS. 01199906201069

Mengetahui,
Ketua Program Studi


Dewi Astuti Herawati, S.T., M.Eng.
NIS. 01199601032053

SURAT PERNYATAAN KEASLIAN DOKUMEN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Garminingsih

NIM : 27210344D

Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Hasil karya *Capstone Design II* berikut adalah benar hasil karya saya sendiri dan bukan merupakan karya ciptaan pihak lain manapun serta tidak bertentangan dengan karya cipta pihak lain.
2. Jika ternyata di kemudian hari hasil karya *Capstone Design II* tersebut terbukti bertentangan dengan hak cipta pihak lain, maka saya bersedia mempertanggungjawabkan secara hukum.

Demikian pernyataan keaslian hasil karya *Capstone Design II* ini saya buat dengan sebenarnya untuk menghindari adanya klaim pihak lain terhadap karya tersebut serta untuk dipergunakan sebagaimana mestinya.

Surakarta, 4 Agustus 2025



Garminingsih

NIM. 27210344D

MOTTO

“Cukuplah Allah (menjadi penolong) bagi kami dan Dia sebaik-baik pelindung.”

(QS. Ali Imran: 173)

“Man Jadda Wajada, barangsiapa bersungguh-sungguh pasti akan berhasil.”

“Jika impian itu kuat, ternyata yang kita lakukan mengarah kesana.”

(Kak @hardikadh)

“Believe, time change everything.”

(Penulis)

PERSEMPAHAN

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmat, hidayah, dan pertolongan-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Dengan rasa hormat dan penuh cinta, karya ini penulis persembahkan kepada:

1. Kedua orang tua tercinta terutama Ibu yang selalu menjadi sumber kekuatan, semangat, dan doa tiada henti. Terima kasih atas cinta, pengorbanan, dan dukungan yang tak ternilai harganya.
2. Saudara-saudaraku, yang senantiasa memberikan semangat, candaan, dan perhatian yang membuat perjalanan ini terasa lebih ringan.
3. Dosen pembimbing dan seluruh dosen pengajar, atas ilmu, bimbingan, serta arahannya selama masa studi hingga selesaiya tugas akhir ini.
4. Teman-teman seperjuangan, yang telah menjadi bagian penting dalam setiap proses, canda tawa, dan perjuangan selama menempuh studi ini.
5. Diriku sendiri, yang telah bertahan, berproses, dan tidak menyerah meski berada dalam tekanan dan rasa lelah.

Tugas akhir ini hanyalah bagian kecil dari perjalanan panjang belajar dan pengabdian. Semoga menjadi awal dari kontribusi yang lebih luas bagi ilmu pengetahuan dan masyarakat.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT Yang Maha Segalanya, atas seluruh curahan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis mampu menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT DARI ASAM STEARAT DAN GLISEROL KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN” ini tepat pada waktunya. Tugas akhir ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S1 Teknik Kimia Universitas Setia Budi.

Dalam penyelesaian tugas akhir ini, penulis banyak memperoleh bantuan maupun pengajaran, bimbingan, serta pengarahan dari berbagai pihak baik secara langsung maupun tidak langsung. Untuk itu penulis menyampaikan penghargaan dan terimakasih yang tak terhingga kepada:

1. Dr. Drs. Suseno, S.Si., M.Si., selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Setia Budi.
2. Dewi Astuti S.T., M.Eng. selaku Kepala Program Studi S1 Teknik Kimia Universitas Setia Budi.
3. Dr. Supriyono, S.T., M.T. dan Argoto Mahayana S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah meluangkan waktu di tengah kesibukan beliau, memberikan kritik, saran, dan pengarahan kepada penulis dalam proses penggerjaan tugas akhir ini.
4. Ir. Sumardiyono, M.T. dan Dewi Astuti Herawati, S.T., M.Eng selaku dosen penguji dalam tugas akhir ini.
5. Kedua orang tua penulis, Alm. Sunardi dan Patsutik, terimakasih atas segala kasih sayang yang diberikan dalam membekali dan membimbing penulis selama ini sehingga penulis dapat terus berjuang dalam meraih impiannya. Kesuksesan dan hal baik yang ke depannya akan penulis dapatkan adalah karena dan untuk kalian berdua.
6. Saudara-saudara penulis, mbak Martini dan mbak Suci Utami yang selalu mendukung pendidikan adiknya. Terimakasih selalu percaya pada mimpi-mimpi penulis, kalian terbaik dan panutan bagi penulis
7. Sahabat sekaligus keluarga, Nihayatut Taqqiyah, Siti Solekhah, Nia Krisbiyanti, Jesslyn Graciella, adik tingkat teknik kimia angkatan 22 yaitu Anin Prasasti, Revi Anisatur Rohmah, Yashinta Qhayumi Bharata, dan adek tingkat lainnya yang tidak bisa disebut satu per satu terimakasih sudah menjadi teman yang selalu support di saat kondisi apapun, untuk kalian yang adek tingkat semangat selalu menjalani sisa-sisa semesternya di USB.

8. Sahabat penulis dari semester satu, teman-teman Program Studi S1 Teknik Kimia angkatan 2021, terimakasih atas kenangannya bersama kalian selama ini.

Sebagai manusia biasa, penulis menyadari dalam penyusunan tugas akhir ini jauh dari kata sempurna karena keterbatasan kemampuan dan ilmu pengetahuan yang dimiliki oleh penulis. Oleh karena itu, atas kesalahan dan kekurangan dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis memohon maaf dan bersedia menerima saran maupun kritikan yang membangun.

Terakhir, harapan penulis, semoga tugas akhir ini bisa memberikan manfaat bagi siapa saja yang membacanya.

Surakarta, 4 Agustus 2025

Penulis,



Garminingsih

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
LEMBAR PERSETUJUAN	iii
SURAT PERNYATAAN KEASLIAN DOKUMEN	iv
MOTTO	v
PERSEMBAHAN	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xii
ABSTRAK	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
A. Latar belakang pendirian pabrik	1
B. Perbandingan proses	3
C. Data-data perancangan	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	11
A. Spesifikasi bahan baku	11
B. Spesifikasi produk	12
C. Spesifikasi bahan baku pendukung.....	12
D. Pengendalian kualitas	13
BAB III PERANCANGAN PROSES	16
A. Uraian proses	16
B. Diagram alir kualitatif	18
C. Neraca massa dan energi	19
D. Diagram alir kuantitatif	30
E. Spesifikasi alat proses.....	31
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	55
A. Lokasi pabrik	55
B. Tata letak pabrik dan alat proses.....	57
C. Utilitas	61
D. Unit Pengolahan Limbah	87
E. Analisis Ekonomi	88
BAB V KESIMPULAN	98
DAFTAR PUSTAKA	99

LAMPIRAN 1 PERHITUNGAN NERACA MASSA	101
LAMPIRAN 2 PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	116
LAMPIRAN 3 SPESIFIKASI ALAT	139
LAMPIRAN 4	156

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. Prediksi pasar GMS di China tahun 2020-2030.....	1
Gambar 2. Grafik data kebutuhan impor GMS	2
Gambar 3. Alur proses esterifikasi	4
Gambar 4. Alur proses trans-esterifikasi	5
Gambar 5. Peta lokasi pabrik	55
Gambar 6. Layout pabrik GMS.....	59
Gambar 7. Tata letak alat proses	60
Gambar 8. Unit pengolahan air	64
Gambar 9. Indeks harga alat.....	90
Gambar 10. Grafik BEP dan SDP	97
Gambar 11. Grafik area rugi dan untung berdasarkan BEP	97

DAFTAR TABEL

Tabel 1. Kebutuhan impor GMS tahun 2017-2021	2
Tabel 2. Pabrik GMS yang berada di China	3
Tabel 3. Perbandingan proses GMS	6
Tabel 4. Data <i>heat capacity liquid</i>	8
Tabel 5. Data nilai $\Delta H^\circ f$ pada suhu 250°C atau 523K	8
Tabel 6. Data nilai $\Delta G^\circ f$ pada suhu 298K.....	9
Tabel 7. Data <i>heat capacity</i> fase cair	24
Tabel 8. Data <i>heat capacity</i> fase gas.....	24
Tabel 9. Luas bangunan pabrik.....	58
Tabel 10. Kebutuhan Dowtherm.....	61
Tabel 11. Kebutuhan air proses	62
Tabel 12. Kebutuhan air pendingin.....	62
Tabel 13. Kebutuhan air sanitasi.....	63
Tabel 14. Kebutuhan keseluruhan air	63
Tabel 15. Kebutuhan listrik alat proses	65
Tabel 16. Kebutuhan listrik alat utilitas	66
Tabel 17. Kebutuhan listrik keseluruhan	67
Tabel 18. <i>Heavy component</i> dari decanter.....	87
Tabel 19. <i>Light component</i> dari centrifuge	88
Tabel 20. Indeks harga alat	90
Tabel 21. <i>Physycal Plant Cost</i> (PPC)	91
Tabel 22. <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	91
Tabel 23. <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	91
Tabel 24. <i>Working Capital Investment</i>	91
Tabel 25. <i>Direct Manufacturing Cost</i>	92
Tabel 26. <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	92
Tabel 27. <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	92
Tabel 28. <i>Total Manufacturing Cost</i>	92
Tabel 29. <i>General expense</i>	92
Tabel 30. <i>Fixed cost</i> (Fa)	95
Tabel 31. <i>Variable cost</i> (Va)	96
Tabel 32. <i>Sales value</i> (Sa).....	96
Tabel 33. <i>Regulated cost</i> (Ra).....	96

ABSTRAK

Gliserol monostearat (GMS) merupakan salah satu surfaktan atau pengemulsi yang banyak digunakan oleh berbagai industri. GMS dengan kemurniaan di atas 90% banyak diterapkan dalam industri makanan sebagai pengemulsi seperti membantu meningkatkan tekstur, konsistensi, penstabil, pengental, maupun umur simpan produk makanan. Produksi GMS dalam negeri masih sangat rendah dan belum mampu memenuhi permintaan pasar yang cukup besar sehingga pendirian pabrik GMS di Indonesia memiliki peluang. Untuk memenuhi 70% prediksi kebutuhan GMS di tahun 2030, dirancang pabrik GMS dengan kapasitas 8.000 ton/tahun menggunakan bahan baku asam stearat dan gliserol dengan katalis natrium hidroksida melalui reaksi esterifikasi. Proses produksi dilakukan menggunakan reaktor batch dengan kondisi tekanan 3,4 atm dan suhu 250°C. Reaksi berlangsung dalam fase cair dengan konsentrasi asam stearat 92% dan gliserol 99,7%. Produk utama berupa GMS memiliki kemurniaan akhir 90%, setelah dilakukan proses pemisahan melalui alat decanter dan centrifuge, produk samping dari decanter dan centrifuge diolah lebih lanjut di Unit Pengolahan Limbah (UPL). Pabrik ini direncanakan berlokasi di Kawasan Industri Tuban, Jawa Timur dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, transportasi, Sumber Daya Manusia (SDM), dan pemasaran. Pabrik beroperasi 330 hari per tahun dengan kebutuhan utilitas berupa air, listrik, bahan bakar, media pemanas, dan media pendingin. Analisis ekonomi menunjukkan nilai investasi awal sebesar Rp 206.112.173.426 dengan ROI sebesar 22,65%, POT selama 3,26 tahun, BEP sebesar 46,93%, SDP 18,82% dan DCFRR sebesar 15,40%. Berdasarkan hasil perhitungan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik GMS dengan kapasitas 8.000 ton/tahun ini layak secara teknis dan ekonomi untuk direalisasikan.

Kata kunci: GMS, asam stearat, gliserol, esterifikasi, natrium hidroksida.

BAB I

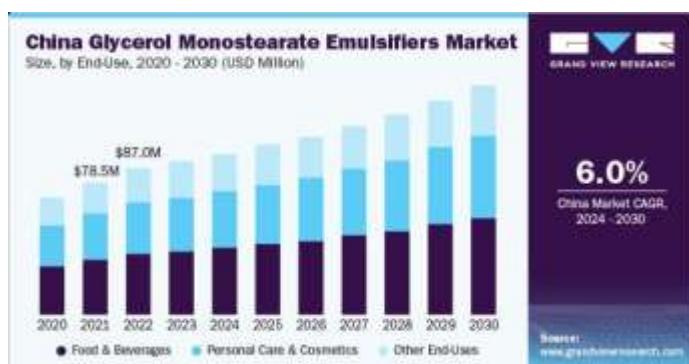
PENDAHULUAN

A. Latar belakang pendirian pabrik

Industri makanan terutama *bakery* saat ini sedang berkembang pesat, imbasnya terhadap meningkatnya kebutuhan surfaktan. Surfaktan merupakan senyawa kimia yang mempunyai aktivitas permukaan tinggi, memiliki sifat hidrofilik dan hidrofobik, serta dapat menurunkan tegangan antarmuka antara dua bahan (*interfacial tension*). Sifat aktif permukaan surfaktan memungkinkan dua atau lebih senyawa yang mulanya saling tidak bercampur pada kondisi normal menjadi cenderung saling bercampur, misalnya surfaktan digunakan sebagai bahan utama dalam detergen, pengemulsi dan penstabil dalam bidang kosmetik, farmasi, makanan maupun minuman (Hui, 1996).

Gliserol monostearat (GMS) merupakan salah satu surfaktan atau pengemulsi yang banyak digunakan oleh berbagai industri. GMS dengan kemurniaan di atas 90% banyak diterapkan dalam industri makanan sebagai pengemulsi seperti membantu meningkatkan tekstur, konsistensi, penstabil, pengental, maupun umur simpan produk makanan. Dengan semakin meningkatnya permintaan konsumen terhadap makanan dan minuman instan, industri-industri tersebut memacu permintaan GMS.

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Indonesia kebutuhan impor GMS di Indonesia pada tahun 2017-2021 mengalami peningkatan sebesar 8%, pemenuhan kebutuhan bahan baku GMS di Indonesia saat ini sebagian besar masih berasal dari aktivitas impor dari negara lain seperti China. Permintaan GMS diprediksi akan terus meningkat, seperti ditunjukkan pada Gambar 1.



Gambar 1. Prediksi pasar GMS di China tahun 2020-2030
Sumber: Grand View Research (2024)

Produksi GMS dalam negeri masih sangat rendah dan belum mampu memenuhi permintaan pasar Indonesia yang cukup besar sehingga sangat berpeluang untuk mendirikan pabrik di Indonesia. Pabrik didirikan dengan tujuan memenuhi sebagian kebutuhan GMS dalam negeri. Pendirian pabrik GMS ini direncanakan akan dibangun pada tahun 2026-2029 dan beroperasi di tahun 2030. Didirikannya pabrik ini diharapkan diperoleh keuntungan sebagai berikut:

1. Ketergantungan impor GMS yang berkurang.
2. Kebutuhan bahan baku GMS pada pabrik-pabrik di Indonesia yang terpenuhi.
3. Terciptanya lapangan kerja baru guna mendorong penurunan angka pengangguran di Indonesia.

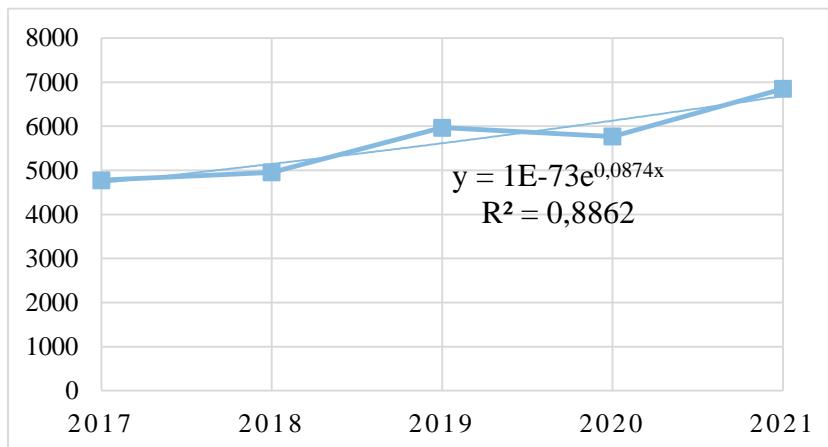
Berdasarkan beberapa pertimbangan yang ada dinilai bahwa pendirian pabrik GMS di Indonesia cukup strategis. Kebutuhan GMS di Indonesia diasumsikan berdasarkan data kebutuhan impor GMS di Indonesia yang disajikan pada Tabel 1.

Tabel 1. Kebutuhan impor GMS tahun 2017-2021

Tahun	Kebutuhan impor (ton)
2017	4.775,875
2018	4.952,426
2019	5.966,340
2020	5.769,012
2021	6.849,869

(Badan Pusat Statistik, 2024)

Berdasarkan data Tabel 1, diperoleh grafik eksponensial yang disajikan pada Gambar 2.



Gambar 2. Grafik data kebutuhan impor GMS

Berdasarkan grafik yang disajikan pada Gambar 2 diperoleh persamaan eksponensial yaitu $y = 1 \times 10^{-73} \times e^{0,0874x}$ dengan nilai

koefisien regresi yaitu 0,8862. Persamaan tersebut digunakan untuk perhitungan kapasitas produksi,

$$y = 1 \times 10^{-73} \times e^{0,0874x}$$

keterangan:

y = kapasitas perancangan

x = tahun pabrik beroperasi

$$\begin{aligned} y \text{ kebutuhan pada 2030} &= 1 \times 10^{-73} \times e^{0,0874x} \\ &= 1 \times 10^{-73} \times e^{0,0874(2030)} \\ &= 11.308,25 \text{ ton} \end{aligned}$$

Diperoleh prediksi kebutuhan GMS di Indonesia di tahun 2030 adalah 11.308 ton.

Kapasitas pabrik gliserol monostearat yang sudah berdiri di China disajikan pada Tabel 2.

Tabel 2. Pabrik GMS yang berada di China

Nama pabrik	Kapasitas produksi (ton/tahun)
Guangzhou Cardlo Biochemical Technologial Co., Ltd	30.000
Hangzhou Oleochemicals Co., Ltd	1.000
Jiangsu Haianpetrochemical Plant	50.000
Jialishi Additives (HAIAN) Co., Ltd	50.000
Hangzhou Win East Import & Export Co., Ltd	5.000

Pabrik GMS yang berdiri di China memiliki kapasitas produksi yaitu 1.000-50.000 ton/tahun, diputuskan untuk kapasitas pabrik GMS ini adalah sebesar 8.000 ton/tahun dengan tujuan untuk memenuhi 70% prediksi kebutuhan GMS di tahun 2030.

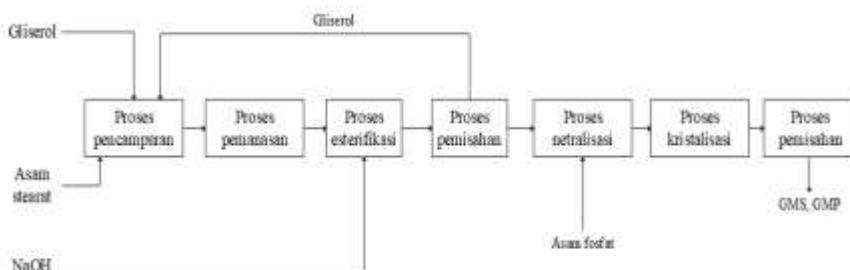
B. Perbandingan proses

Proses produksi GMS terdapat dua macam yaitu proses esterifikasi dan trans-esterifikasi, pemilihan proses perlu dilakukan karena memiliki pengaruh terhadap nilai jual produk, biaya produksi, biaya bahan baku, kondisi operasi, maupun konversi produk. Pemilihan proses sangat penting untuk keberlangsungan, keberhasilan, hingga kemajuan suatu pabrik.

1. Proses esterifikasi

Proses esterifikasi menggunakan bahan baku berupa gliserol, asam stearat, dan katalis berupa asam atau basa. Katalis yang digunakan secara umum adalah natrium, kalium atau kalsium hidroksida. Reaksi esterifikasi merupakan reaksi yang terjadi antara gugus asam karboksilat dengan alkohol menghasilkan

gugus ester dan air. Berdasarkan stoikiometri reaksi, untuk membentuk 1 mol gliserol monostearat dibutuhkan 1 mol gliserol. Proses esterifikasi dilakukan pada suhu 250°C, tekanan 3,4 atm, dan waktu tinggal 4,5 jam . Konversi yang dapat dicapai dalam reaksi pembentukan gliserol monostearat sebesar 90-95% (Ratnasari *et al.*, 2019). Pada reaksi ini tidak ada proses pemisahan awal karena asam stearat yang digunakan sebagai bahan baku memiliki kemurniaan tinggi. Namun, untuk menghilangkan NaOH, dibutuhkan penetralan menggunakan asam fosfat. Proses ini digambarkan pada Gambar 3.



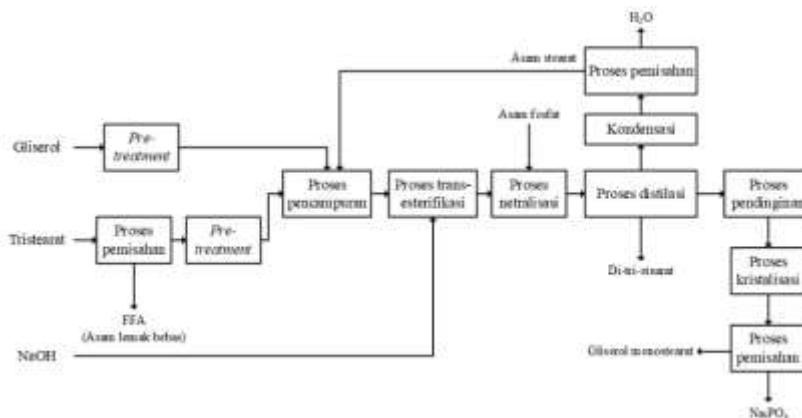
Gambar 3. Alur proses esterifikasi

2. Proses trans-esterifikasi

Proses trans-esterifikasi menggunakan bahan baku berupa tristearat dan gliserol dengan katalis basa seperti natrium, kalium, atau kalsium hidroksida. Reaksi trans-esterifikasi adalah reaksi pembentukan ester dan gliserol dari trigliserida dengan alkohol. Berdasarkan stoikiometri 1:3 mol trigliserida bereaksi dengan mol alkohol membentuk 1 mol gliserol dan 3 mol alkil ester asam lemak. Proses trans-esterifikasi merupakan suatu rangkaian dari reaksi *reversible*, dimana molekul trigliserida dapat dirubah secara bertahap menjadi digliserida, monogliserida, dan gliserol. Terbentuknya digliserida berupa distearat akan mengurangi konversi produk utama berupa monogliserida.

Bahan baku sebelum diumpulkan ke dalam reaktor, kandungan asam lemak bebas (FFA) dalam trigliserida perlu dipisahkan lebih dulu, dan pada akhir proses diperlukan pemisahan antara gliserol monostearat dan distearat. Semakin tinggi rasio gliserol terhadap tristearat maka akan semakin tinggi juga suhu yang diperlukan untuk mencapai reaksi sempurna. Pada suhu 255°C dalam suasana asam gliserol dapat terkonversi menjadi *acrolein*, tetapi hal itu

tidak akan terjadi jika katalis digunakan pada suhu 260°C. Alur proses trans-esterifikasi disajikan pada Gambar 4.



Gambar 4. Alur proses trans-esterifikasi

Bahan baku tristearat yang mengandung asam lemak bebas (FFA) harus dipisahkan lebih dulu, asam lemak hasil pemisahan, gliserol yang sudah melalui *pre-treatment*, dan katalis NaOH dicampur lalu diumpulkan ke dalam reaktor. Proses trans-esterifikasi dilakukan pada kondisi suhu 260°C, tekanan 13,61 atm dengan nitrogen yang diinjeksikan ke dalam reaktor guna mencegah terjadinya oksidasi. Konversi produk dapat mencapai 90-92%. Keluaran produk dari reaktor dilakukan netralisasi NaOH menggunakan asam agar membentuk endapan Na₃PO₄, selanjutnya dilakukan proses pemisahan menggunakan distilasi molekuler/fraksionasi untuk memisahkan produk monogliserida dan digliserida berdasarkan titik didihnya. Uap asam stearat juga dipisahkan dan diumpulkan kembali sebagai bahan baku. Setelah melalui pemisahan, selanjutnya gliserol monostearat dilakukan pendinginan, kristalisasi, dan pemisahan produk dari garam serta air yang masih tersisa (Ratnasari *et al.*, 2019).

Apabila ditinjau dari bahan baku utama yang digunakan, proses trans-esterifikasi lebih ekonomis dibandingkan proses esterifikasi, akan tetapi konversi produk yang dihasilkan dari proses trans-esterifikasi lebih kecil daripada proses esterifikasi. Hal ini disebabkan adanya produk lain berupa digliserida pada proses trans-esterifikasi. Berdasarkan uraian dan data-data yang ada diperoleh perbandingan proses yang disajikan pada Tabel 3.

Tabel 3. Perbandingan proses GMS

Parameter	Proses esterifikasi	Proses trans-esterifikasi
Aspek Teknis		
Konversi (%)	90-95	90-92
Yield (%)	92	65,4
Aspek Operasi		
Suhu (°C)	250	260
Tekanan (atm)	3,4	13,61
Aspek Lingkungan		
Hasil samping	H ₂ O	FFA, H ₂ O, Gliserol distearat

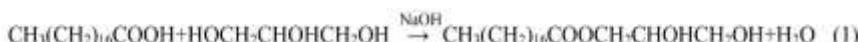
Proses yang dipilih adalah proses esterifikasi dengan pertimbangan yaitu:

- Konversi dan yield yang didapatkan lebih tinggi.
- Rangkaian proses esterifikasi lebih sederhana karena pada awal proses tidak memerlukan proses pemisahan, sehingga biaya investasi lebih rendah.
- Kondisi operasi tekanan lebih rendah walaupun suhu yang digunakan tidak terlalu jauh perbedaannya.
- Kondisi operasi proses esterifikasi lebih sederhana serta hasil samping lebih sedikit.

C. Data-data perancangan

1. Kondisi operasi, reaksi, dan mekanisme reaksi

Mekanisme reaksi esterifikasi yang terjadi yaitu gliserol ($\text{HOCH}_2\text{CHOH}\text{CH}_2\text{OH}$) memiliki tiga gugus hidroksil (-OH) yang bertindak sebagai nukleofil. Gugus -OH dari gliserol menyerang karbon elektrofilik pada gugus karboksilat ion stearat ($-\text{COO}^-$) sehingga terbentuk ikatan ester antara gliserol dan satu molekul asam stearat. Setelah reaksi esterifikasi selesai terbentuk gliserol monostearat, yaitu senyawa dengan satu gugus hidroksil (-OH) dari gliserol yang berubah menjadi gugus ester (-COOR), sedangkan dua gugus -OH lainnya tetap utuh, reaksi secara lengkap disajikan sebagai berikut.



Reaksi esterifikasi pembentukan gliserol monostearat ini berlangsung pada reaktor batch dengan kondisi suhu 250°C, konversi produk sebesar 90-95%, dan kondisi tekanan 3,4 atm

(Ratnasari *et al.*, 2019). Pemilihan kondisi operasi ini didasarkan pada kenyataan bahwa pada kondisi operasi tersebut merupakan kondisi optimal dalam pembentukan gliserol monostearat.

2. Tinjauan kinetika

Berdasarkan Szela (1999) didapatkan data kinetika reaksi pembentukan gliserol monostearat dan monopalmitat sebagai berikut:

$$-r_{SA} = k_1 C_{SA} C_G \quad (2)$$

$$-r_{PA} = k_2 C_{PA} C_G \quad (3)$$

dengan:

$$k_1 = 5,25 \times 10^4 \text{ /jam.mol}$$

$$Ea_1 = 56,5 \text{ kJ/mol}$$

$$k_2 = 6,28 \times 10^4 \text{ /jam.mol}$$

$$Ea_2 = 54,4 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi-reaksi yang terjadi sebagai berikut:

- $C_{18}H_{36}O_2 + C_3H_8O_3 \rightarrow C_{21}H_{42}O_4 + H_2O$
Asam stearat Gliserol GMS Air
- $C_{16}H_{32}O_2 + C_3H_8O_3 \rightarrow C_{19}H_{38}O_4 + H_2O$
Asam palmitat Gliserol GMS Air

3. Tinjauan termodinamika

Tinjauan termodinamika perlu dihitung untuk mengetahui kondisi reaksi yang berlangsung.

Data pembentukan entalphy (ΔH_f) pada suhu 298K (Anggoro *et al.*, 2022):

$$\Delta H_f^{\circ} C_{18}H_{36}O_2 = -668,52 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^{\circ} C_3H_8O_3 = -839,16 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^{\circ} C_{21}H_{42}O_4 = -1298,82 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^{\circ} H_2O = -241,818 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^{\circ} = \sum \Delta H_f^{\circ} \text{ produk} - \sum \Delta H_f^{\circ} \text{ reaktan} \quad (4)$$

$$\Delta H_r^{\circ} = (-1298,82 \text{ kJ/mol} - 241,818 \text{ kJ/mol}) - (-668,52 \text{ kJ/mol} - 839,16 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H_r^{\circ} = -1.540,638 \text{ kJ/mol} + 1.507,68 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^{\circ} = -32,958 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^{\circ} = -32958 \text{ J/mol}$$

Data entrophy pada suhu 298K (Anggoro *et al.*, 2022) :

$$\Delta S_r^{\circ} = \sum \Delta S_f^{\circ} \text{ produk} - \sum \Delta S_f^{\circ} \text{ reaktan} \quad (5)$$

$$\Delta S_r^{\circ} = (493,27 + 188,84) \text{ J/mol.K} - (257,65 + 204,47) \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta S_r^{\circ} = 219,99 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta S_r^{\circ} = 0,22 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\Delta S^\circ r = (493,27 + 188,84) \text{ J/mol.K} - (257,65 + 204,47) \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta S^\circ r = 219,99 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta S^\circ r = 0,22 \text{ kJ/mol.K}$$

Untuk kondisi operasi pada suhu 250°C dapat dihitung menggunakan data sebagai berikut:

Tabel 4. Data *heat capacity liquid*

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₈ O ₃	132,1450	0,8600	-0,001974	0,0000018068
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	99,012	3,5874	-0,0072484	0,0000059035
C ₂₁ H ₄₂ O ₄	686,835	-0,8481	0,0018437	0
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

Sumber: Yaws (1999)

Berdasarkan data pada tabel tersebut maka nilai $\Delta H^\circ f$ pada masing-masing komponen dapat dihitung dengan rumus :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (6)$$

$$IDCPS = \int C_p dT \quad (7)$$

$$\Delta H^\circ f = \Delta H^\circ f 298K + IDCPS \quad (8)$$

Sehingga hasil yang diperoleh dapat dilihat pada Tabel 5.

Tabel 5. Data nilai $\Delta H^\circ f$ pada suhu 250°C atau 523K

Komponen	IDCPS (J/mol)	Nilai $\Delta H^\circ f$ 298K(J/mol)	Nilai $\Delta H^\circ f$ 523K(J/mol)
C ₃ H ₈ O ₃	62640,81	-839160,00	-776519,19
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	170598,05	-668520,00	-497921,95
C ₂₁ H ₄₂ O ₄	147769,16	-1298820,00	-1151050,84
H ₂ O	17755,92	-241818,00	-224062,08

$$\Delta H^\circ f (523K) = \sum \Delta H^\circ f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ f \text{ reaktan} \quad (9)$$

$$\Delta H^\circ f (523K) = (-1151050,84 + (-224062,08)) - (-776519,19 + (-497921,95)) \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ f (523K) = -1375112,08 + 1274441,14 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ f (523K) = -100670,94 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ f (523K) = -100,67 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan hasil perhitungan $\Delta H^\circ f$ (523K) diperoleh nilai negatif sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi yang terjadi pada proses produksi gliserol monostearat merupakan reaksi eksotermis atau reaksi yang melepaskan panas dari sistem ke lingkungan. Nilai konstanta kesetimbangan reaksi (K) dapat dihitung berdasarkan nilai energi *Gibbs*.

Tabel 6. Data nilai $\Delta G^\circ f$ pada suhu 298K

Komponen	Nilai $\Delta G^\circ f$ 298K (J/mol)
C ₃ H ₈ O ₃	-448490
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	-244400
C ₂₁ H ₄₂ O ₄	162300
H ₂ O	-228600

Sumber: Yaws (1999)

$$\Delta G^\circ f(298K) = \Sigma \Delta G^\circ f \text{ produk} - \Sigma \Delta G^\circ f \text{ reaktan} \quad (10)$$

$$\Delta G^\circ f(298K) = (162300 + (-228600)) - (-448490 + (-244400)) \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^\circ f(298K) = -66300 + 692890 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^\circ f(298K) = 626590 \text{ J/mol}$$

Berdasarkan persamaan Smith Van Ness dapat digunakan untuk menghitung konstanta kesetimbangan reaksi berdasarkan nilai energi Gibbs yang didapatkan.

$$\Delta G = -R \cdot T \cdot \ln K \quad (11)$$

$$626590 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = -8,314 \text{ J/mol K} \cdot 298\text{K} \cdot \ln K$$

$$\ln K = \frac{626590 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{-8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol K}} \cdot 298\text{K}}$$

$$\ln K = \frac{626590}{-2477,572}$$

$$\ln K = -252,9049$$

$$K = 1,461\text{E}-110$$

Nilai konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 523K dapat dihitung menggunakan persamaan (Smith, Ness, Abbot, & Swihart, 2017) dengan rumus 12.

$$\ln \frac{K}{K_1} = -\frac{\Delta H^{298}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1}\right) \quad (12)$$

$$\ln \frac{1,461\text{E}-110}{K_1} = -\frac{-32,958 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \cdot \text{K}} \times \left(\frac{1}{298\text{K}} - \frac{1}{523\text{K}}\right)$$

$$K_1 = 4,7796\text{E}-113$$

Berdasarkan tinjauan termodinamika reaksi berlangsung secara eksotermis dikarenakan nilai ΔH bernilai negatif. Nilai konstanta kesetimbangan pada suhu 523K sebesar 4,7796E-113, reaksi eksotermis mengakibatkan penurunan nilai K seiring dengan meningkatnya suhu. Reaksi secara termodinamika sangat tidak menguntungkan menuju produk pada suhu tinggi jika hanya

mengandalkan kesetimbangan. Namun secara kinetika dan praktik industri reaksi ini dapat tetap berlangsung dengan suhu tinggi, jika menggunakan katalis kuat contohnya NaOH guna mendorong konversi produk (GMS), hingga desain reaktor yang khusus (batch dengan waktu tinggal lama).