

# JURNAL REKAYASA SRIWIJAYA

No. 1 Vol. 15, Maret 2008

ISSN 0852— 5366

## **Rekayasa Teknik dan Perencanaan**

- Analisa Prosedure Mutu Inspeksi dan Pengujian Pekerjaan Beton  
Sebagai Implementasi Syarat Standarisasi Iso 9001:2000 Pada Kontraktor  
*Henny Fitriani* 1 - 7

## **Rekayasa Teknologi Proses dan Lingkungan**

- Pemanfaatan Molase untuk Pembuatan Etanol Secara Fermentasi  
*Roesdiana Moeksin, Tedi, Irfan* 8 - 11
- Rekonstruksi Sejarah Evolusi Magma Tersier Berdasarkan Geokimia  
Batuan Vulkanik Di Daerah Pegunungan Selatan Jawa  
*Edy Sutryono* 12 - 22

## **Rekayasa Pertambangan dan Energi**

- Pemodelan Listrik 2D dan Implementasi Untuk Memetakan Lubang Eks-  
Tambang Dalam di Daerah Tambang Air Laya PT. Tambang Batubara Bukit Asam,  
Tanjung Enim  
*Eddy Ibrahim* 23 - 26
- Optimallsasi Penggunaan Grinding Media Pada Penggerusan  
Batubara Subbituminus  
*M. Taufiq Toha, Choirul Rizal* 27 - 32

- Analisa Konsumsi Energi dan Eksergi Komponen Mesin Kalor Pabrik Blodisel  
Kapasitas 5 Ton/Hari di Kabupaten OKU Timur, Sumatera Selatan  
*Hasan Basri, John Dries* 33 - 44

## **Rekayasa Teknologi Industri dan Informasi**

- Analisis Perubahan Kekuatan dan Kekerasan Akibat Perlakuan Panas  
Roda Gigi Imitasi Pada Kendaraan Bermotor  
*Ismail Thamrin* 45 - 51

Diterbitkan Oleh :

Unit Penelitian dan Pengabdian Pada Masyarakat, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya  
Jl. Raya Prabumulih Km. 32, Inderalaya (30662) Telp. 0711 - 580746 Fax. 0711—580062.  
E-mail : unit-ppm.teknik.unsri.ac.id; unitppm\_tunsri@yahoo.co.id

# ANALISA KONSUMSI ENERGI DAN EKSERGI KOMPONEN MESIN KALOR PABRIK BIODIESEL KAPASITAS 5 TON/HARI DI KABUPATEN OKU TIMUR SUMATERA SELATAN

Hasan Basri, Jon Dries

Jurusan Teknik Mesin  
Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya  
Jl. Raya Palembang – Prabumulih Km 32, Inderalaya 30662  
Korespondensi Penulis, E-mail: hasan\_basri@unsri.ac.id

## Abstrak

Studi ini bertujuan untuk mengetahui seberapa besar konsumsi energi dan analisa eksergi setiap komponen mesin kalor pabrik biodiesel dengan kapasitas 5 ton/hari di Kabupaten OKU Timur Sumatera Selatan. Langkah yang dilakukan adalah memperhitungkan kapasitas optimal pabrik, dilanjutkan dengan menghitung kebutuhan energi panas, analisa eksergi dan kebutuhan energi mekanik pabrik biodiesel. Metode yang dilakukan dengan menggunakan neraca massa setiap komponen pabrik dengan menggunakan data-data sifat fisika dan kimia fluida, sehingga dapat diperhitungkan kebutuhan panas dari neraca panas, dilakukan analisa eksergi dan kebutuhan energi mekanik pabrik biodiesel. Dari hasil studi didapatkan kebutuhan energi panas, eksergi dan energi mekanik setiap komponen pabrik yang sangat berguna sebagai pertimbangan dalam menggunakan jenis sumber energi yang cocok untuk pabrik biodiesel. Hasil yang diperoleh menunjukkan bahwa kebutuhan energi total sebesar 210 kW terdiri atas kebutuhan panas sebesar 151 kWh/batch dan kebutuhan energi mekanik sebesar 59 kWh/batch. Total daya yang diperoleh dari hasil analisa eksergi adalah 1167,3 kW dan total efisiensi rasional adalah 126,4%.

Kata kunci: biodiesel, neraca massa, neraca panas, eksergi, energi mekanik

## Abstract

The purpose of this study is to know how big energy consumption and exergy analysis for each component of heat engines in biodiesel plant with capacity 5 tons/day in east OKU, South Sumatera. The steps which have to be done are by considering the optimal capacity of plant by calculating the requirement of heat energy, exergy analysis, and mechanical energy requirement of plant. The method used is based on mass balance at each plant component by using the physical and chemical properties of fluids, so heat energy requirement from heat balance, exergy analysis, and mechanical energy requirement of biodiesel plant can be calculated. From this study we will obtain heat energy requirement, exergy, and mechanical energy which are very useful for being consideration in using type of energy that is suitable for biodiesel plant. The results show that total energy requirement is equal to 210 kW which consist of 151 kWh/batch for heat energy requirement and 59 kWh/batch for mechanical energy requirement. The total power of exergy analysis is 1167.3 kW and total efficiency rational is 126.4%.

Keyword: biodiesel, mass balance, heat balance, exergy, mechanical energy

## I. PENDAHULUAN

### Latar Belakang

Untuk mengembangkan produk biodiesel agar menjadi komersial perlu dilakukan kajian dan eksperimen proses produksi biodiesel. Salah satu langkah yang akan dilakukan yaitu mengoptimalkan produksi pabrik biodiesel disertai dengan studi literatur dan lapangan agar didapat hasil yang optimal. Dalam pembangunan pabrik perlu dibuat perencanaan berdasarkan disiplin ilmu dalam mendukung kelayakan suatu pabrik untuk didirikan. Pekerjaan yang harus dilakukan sebelum mendirikan sebuah pabrik yaitu perancangan konstruksi pabrik, sistem perpipaan, penentuan komponen-komponen pabrik, dan lain-lain.

Analisa energi dan eksergi komponen mesin kalor pabrik biodiesel merupakan hal yang sangat penting karena berkaitan erat dengan biaya produksi pabrik tersebut. Sebuah pabrik biodiesel harus mempunyai nilai ekonomis agar dapat dioptimalkan menjadi sebuah pabrik dengan kapasitas besar. Untuk mencapai hal tersebut perlu dilakukan studi tentang analisa konsumsi energi dan eksergi komponen mesin kalor pabrik yang merupakan komponen utama biaya produksi pabrik tersebut.

Dari analisa konsumsi energi dan eksergi yang dilakukan diharapkan dapat dioptimalkan konsumsi energi pabrik yang akan dibangun. Ini akan berdampak langsung pada harga produk yang akan diproduksi,

semakin kecil energi yang dikonsumsi sebuah pabrik maka semakin ekonomis produk yang akan dihasilkan.

### Tujuan dan Manfaat

Tujuan kajian ini yaitu untuk mengetahui kapasitas optimal, konsumsi energi pada setiap komponen mesin kalor pabrik biodiesel, untuk mencari langkah-langkah yang dapat dilakukan guna menekan konsumsi energi, dan untuk mengetahui besarnya nilai eksergi dan irreversibilitas yang terjadi disetiap komponen mesin kalor pabrik.

Manfaat kajian ini yaitu sebagai bahan pertimbangan atau referensi bagi Badan Perencanaan Pembangunan Daerah Kabupaten OKU Timur, Sumatera Selatan dalam membangun pabrik biodiesel kapasitas 5 ton/hari.

## II. STUDI PUSTAKA

### Biodiesel

Fatty acid methyl ester (FAME) adalah minyak nabati, lemak hewani, atau minyak goreng bekas yang diubah melalui proses transesterifikasi yang pada dasarnya mereaksikan minyak-minyak tersebut dengan metanol dan katalisator NaOH atau KOH. Secara umum FAME disebut dengan nama biodiesel.

Biodiesel memiliki beberapa keuntungan dibandingkan dengan petrodiesel, yaitu antara lain:

- Biodiesel merupakan bahan bakar terbarukan karena bahan bakunya dapat dibudidayakan.
- Biodiesel dapat dicampurkan dengan petrodiesel sehingga dapat mengurangi ketergantungan dengan petrodiesel.
- Bersifat *biodegradable*, yaitu dapat terurai secara alami. Selain itu, biodiesel dapat teroksidasi relatif sempurna atau terbakar habis dan tidak beracun.
- Dapat mereduksi efek rumah kaca dan juga akan meningkatkan kualitas udara lokal dengan mereduksi emisi gas berbahaya seperti CO, ozon (O<sub>3</sub>), NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub>, hidrokarbon reaktif lainnya, serta asap dan partikel yang dapat terhirup.
- Mempunyai titik nyala yang tinggi sehingga mudah untuk ditangani dan disimpan dalam tangki timbun.
- Memiliki angka setana yang cukup tinggi sehingga bahan bakar dapat menyala pada temperatur yang relatif rendah. Selain itu, biodiesel juga memiliki sifat pelumasan yang baik.

### Bahan Baku Biodiesel

Semua minyak yang berasal dari tanaman bisa dijadikan FAME atau biodiesel. Dimanapun bahan yang digunakan bisa berasal dari tanaman berikut ini:

- Biji jarak pagar (*Jatropha curcas linn*)
- Kedelai (*Glycine max*) atau SME (*soyabean methyl ester*).
- Kanola atau rapeseed (*Brassica rape*) atau RME (*rapeseed methyl ester*).
- Kelapa (*Cocos nucifera*) atau CME (*coco methyl ester*).
- Bunga matahari (*Helianthus annus*), mimba (*Azadirachta indica*), malapari (*Pongamia pinnata*).

### Pemilihan Proses

Ada dua metode pembuatan biodiesel yaitu melalui reaksi transesterifikasi dan reaksi esterifikasi. Namun dalam hal ini dipilih proses transesterifikasi. Pemilihan ini didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut:

1. Pada proses transesterifikasi tidak diperlukan perlakuan pendahuluan untuk menghilangkan kemungkinan masih terkandungnya *free fatty acid* pada bahan baku.
2. Biodiesel yang dihasilkan sebagai produk utama proses transesterifikasi tidak mengandung nilai asam, sedangkan proses esterifikasi masih terkandung nilai asam sebesar 0,5.
3. Proses transesterifikasi mempunyai kondisi operasi temperature tidak terlalu tinggi sekitar 65 – 180 °C sehingga dapat menghemat energi selama proses dan menghemat biaya operasi.

## III. METODE PENELITIAN

1. Perhitungan Kebutuhan Panas Komponen Mesin Kalor Pabrik Biodiesel.

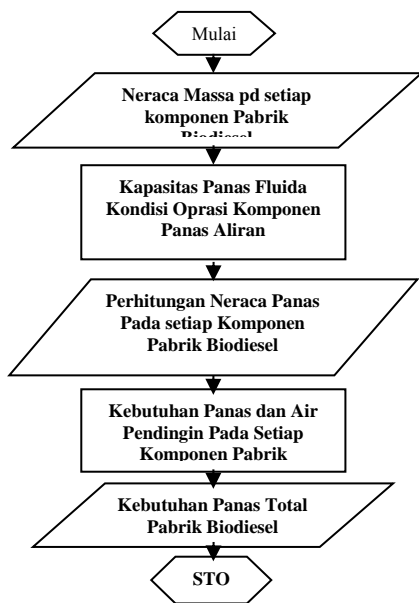
Dalam melakukan perhitungan kebutuhan energi komponen mesin kalor pabrik biodiesel diperlukan tahapan perhitungan agar dapat berlangsung dengan baik dengan hasil yang benar. Berikut ini diagram alir perhitungan kebutuhan panas komponen mesin kalor pabrik biodiesel seperti ditunjukkan pada Gambar 1.

2. Perhitungan Kebutuhan Daya Pengaduk Pada Mixer dan Reaktor Pabrik Biodiesel.

Seperti halnya pada perhitungan kebutuhan panas Pabrik Mini Biodiesel, maka diperlukan juga flowchart untuk melakukan perhitungan daya pengaduk pada Pabrik Mini Biodiesel seperti ditunjukkan pada Gambar 2.

3. Perhitungan Kebutuhan Daya Pompa Pabrik Biodiesel

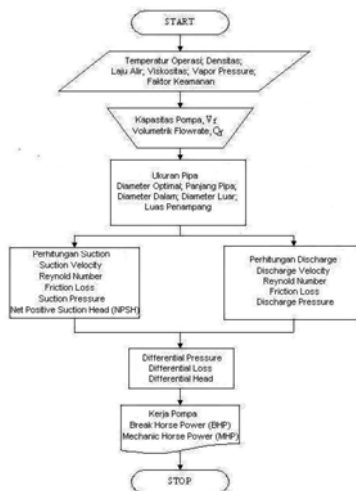
Perhitungan kebutuhan daya pompa pabrik biodiesel ditunjukkan pada Gambar 3.



Gambar 1. Flowchart Perhitungan Kebutuhan Panas Pabrik Biodiesel

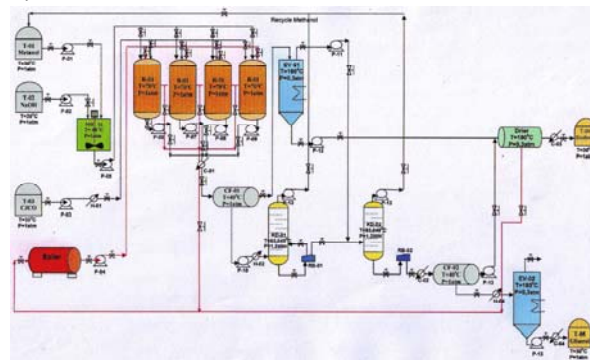


Gambar 2. Flowchart Perhitungan Kebutuhan Daya Pengaduk Pada Mixer dan Reaktor



Gambar 3. Flowchart Perhitungan Kebutuhan Daya Pompa Pabrik Mini Biodiesel

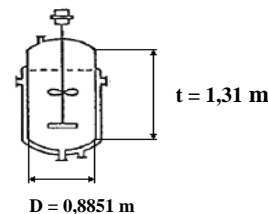
Flowsheet pabrik biodiesel dapat dilihat pada Gambar 4.



Gambar 4. Flowsheet Pabrik Biodiesel

### 5. Analisa Kapasitas Optimal Pabrik.

Dalam menganalisa kapasitas optimal pabrik kita harus mengetahui terlebih dahulu mengenai dimensi dari reaktor yang akan digunakan pada pabrik. Proses utama pabrik terjadi di reaktor dimana bahan baku (reaktan) diubah menjadi produk. Sehingga untuk menghitung kapasitas optimal pabrik maka kita harus mengetahui kapasitas optimal fluida yang dapat ditampung oleh reaktor. Berikut ini dimensi dari reaktor yang akan digunakan pada Pabrik Mini Biodiesel Rusnas ditunjukkan pada Gambar 5.



Gambar 5. Ukuran dan Dimensi Reaktor

Dari Gambar 5 di atas didapatkan bahwa volume silinder reaktor adalah sebesar:

$$\text{Volume Reaktor} = 818,2525 \text{ liter}$$

Dengan memperhatikan akan terjadinya kenaikan tekanan pada saat reaksi berlangsung maka perlu diperhitungkan safety volume, yaitu:

$$\text{Safety Volume} = 20 \%$$

Akibat adanya safety volume maka volume fluida yang dapat ditampung oleh reaktor agar reaksi berlangsung aman adalah sebesar:

$$V = 818,2525 - 20 \% (818,2525) = 654,602 \text{ liter}$$

$$\text{Perbandingan mol CJCO : Metanol} = 1 : 16$$

$$\text{Perbandingan massa CJCO : KOH} = 1 : 0,015$$

Dari data tersebut di atas dilakukan trial & error sehingga didapatkan jumlah bahan baku optimal yang dapat ditampung oleh reaktor untuk melakukan reaksi, yaitu sebagai berikut:

Tabel 1. Hasil Trial & Error Kapasitas Optimal Reaktor

Bahan Baku dan Katalis	Volume
------------------------	--------

CJCO	386,3636	liter
Metanol Umpan (larutan 96 %)	265,3821	liter
KH Umpan (Larutan 30 %)	2,8615	liter
Total	654,6072	liter

Dari jumlah bahan baku dan persamaan reaksi dengan konversi reaksi sebesar 91,5 % maka didapatkan:

CJCO yang bereaksi	0,3769	kmol	311,1155	kg
CJCO yang tidak bereaksi	0,0350	kmol	28,8911	kg
Metanol yang bereaksi	1,1307	kmol	36,2299	
Metanol yang tidak bereaksi	5,4597	kmol	174,9397	kg
FAME yang terbentuk	1,1307	kmol	312,6227	kg
Gliserol yang terbentuk	0,3769	kmol	34,7087	
CJCO yang bereaksi	0,3769	kmol	311,1155	kg
CJCO yang tidak bereaksi	0,0350	kmol	28,8911	kg
Metanol yang bereaksi	1,1307	kmol	36,2299	
Metanol yang tidak bereaksi	5,4597	kmol	174,9397	kg
FAME yang terbentuk	1,1307	kmol	312,6227	kg

Dari perhitungan di atas maka Pabrik Biodiesel ini mempunyai kapasitas optimal sebesar **1.560.000 kg/tahun atau 1560 ton per tahun.**

## NERACA MASSA

### 1. Mixer

Tabel 2. Neraca Massa Pada Mixer

KOMPONEN	MASUK		KELUAR
	ALIRAN 1	ALIRAN 2	ALIRAN 3
	kmol/batch	kmol/batch	kmol/batch
Metanol	6.3267		6.3267
Air	0.2636	0.0893	0.3529
NaOH		0.0383	0.0383
TOTAL	6.5903	0.1276	6.7179

### 2. Heater (H-01)

Tabel 3. Neraca Massa Pada Heater

KOMPONEN	MASUK	KELUAR
	ALIRAN 4	ALIRAN 5
	kmol/batch	kmol/batch
CJCO	6.5903	0.1276

### 3. Reaktor

Tabel 4. Neraca Massa Pada Reaktor

KOMPONEN	MASUK		KELUAR
	ALIRAN 3	ALIRAN 5	ALIRAN 6
	kmol/batch	kmol/batch	kmol/batch
CJCO		0,4119	0.1276
Metanol	6,3267		0.9169
NaOH	0,0383		0.0003
Air	0,3529		0.0835
FAME			0.1995
Gliserol			0.0665
TOTAL	6,7179	0,4119	7179

### 4. Cooler

Tabel 5. Neraca Massa Pada Cooler

KOMPONEN	MASUK	KELUAR
	ALIRAN 6	ALIRAN 7
	kmol/batch	kmol/batch
FAT	0,0350	0,0350
Metanol	5,4599	5,4599
NaOH	0,0383	0,0383
Air	0,3529	0,3529
FAME	1,1306	1,1306
Gliserol	0,3769	0,3769
TOTAL	7,1298	7,1298

### 5. Centrifuge Proses 1 (CF-01)

Tabel 6. Neraca Massa Pada configure

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
		ALIRAN 8	ALIRAN 9
		ALIRAN 7	FASE RINGAN
	kmol/batch	kmol/batch	kmol/batch
FAT	0,0035	0,0350	
Methanol	5,4599	0,7475	4,7124
NaOH	0,0383		0,0383
Air	0,3529		0,3529
FAME	1,1306	0,9610	0,1694
Gliserol	0,3769		0,3769
TOTAL	7,3936	1,7435	5,6499

### 6. Evaporator Proses 1

Tabel 7. Neraca Massa Pada Evaporator (1)

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
		ALIRAN 10	ALIRAN 11
		ALIRAN 8	FASE RINGAN
	kmol/batch	kmol/batch	kmol/batch
FAT	0,0002		0,0002
Methanol	0,7475	0,7475	
FAME	0,9610		0,9610
TOTAL	1,7435	0,7475	1,0030

### 7. Heater (H-02)

Tabel 8. Neraca Massa Pada Heater (H-02)

KOMPONEN	MASUK	KELUAR
	ALIRAN 4	ALIRAN 5
	kmol/batch	kmol/batch
Methanol	4,7124	4,7124
NaOH	0,0383	0,0383
Air	0,3529	0,3529
FAME	0,1694	0,1694
Gliserol	0,3769	0,3769
Total	5,6499	5,6499

### 8. Kolom Destilasi Proses 1 (KD-01)

Tabel 9. Neraca Massa Pada Kolom Destilasi

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
		ALIRAN 12	ALIRAN 13
		ALIRAN 9	FASE RINGAN
	kmol/batch	kmol/batch	kmol/batch
Methanol	0.1829	0.1829	
Air	0.0004	0.0001	0.0003
NaOH	0,0383		0,0383
Gliserol	0.0420	0.0001	0.0419
FAME	0.0568		0.0568
Total	0.2821	0.1930	0.1373

### 9. Reboiler Proses 1

Tabel 10. Neraca Massa Pada Reboiler proses 1

Komponen	Input (kmol/batch)	Output (kmol/batch)	
	L*	V*	Aliran 11
FAT	0.0062	0	0.0062
Methanol	0.1255	0.1243	0.0013
FAME	0.1696	0	0.1696
Total	0.3013	0.1243	0.1771
	0.3013	0.3013	

10. Kolom Destilasi Proses 1 (KD-01)

Tabel 11. Neraca Massa Pada Kolom Destilasi

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
	ALIRAN 9	ALIRAN 12	ALIRAN 13
	kmol/batch	FASE RINGAN	FASE BERAT
Methanol	0.7475	0.7475	
Air	0.0003	0.00001	0.231455
NaOH	0.0383		1.5300
Gliserol	0.0419		34.5876
FAME	0.0522		43.1213
Total	0.0917	0.74751	77.0839

11. Reboiler Proses 2

Tabel 12. Neraca Massa Pada Reboiler proses 2

Komponen	Input (kmol/batch)	Output (kmol/batch)	
	L*	V*	Aliran 13
Metanol	0.7914	0.7835	0.0079
NaOH	0.0003	0	0.0003
Air	0.0835	0.058	0.0255
FAME	0.0299	0	0.0299
Gliserol	0.0665	0	0.0665
Total	0.9716	0.8415	0.1301
	0.9716	0.9716	

12. Cooler Proses 2 (C-02)

Tabel 13. Neraca Massa Pada Cooler

KOMPONEN	MASUK	KELUAR
	ALIRAN 6	ALIRAN 7
	kmol/batch	kmol/batch
Air	0.00001	0.00001
NaOH	0.000017	0.000017
Gliserol	0.0419	0.0419
FAME	0.0512	0.0512
Total	0.0931	0.0931

13. Centrifuge Proses 2 (CF-02)

Tabel 14. Neraca Massa Pada configure

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
	ALIRAN 7	ALIRAN 8	ALIRAN 9
	kmol/batch	FASE RINGAN	FASE BERAT
Air	0.00001	0.00001	
NaOH	0.000017		0.000017
Gliserol	0.0419		0.0419
FAME	0.0512	0.0512	
Total	0.0931	0.05121	0.041917

14. Heater (H-02)

Tabel 15. Neraca Massa Pada Heater

KOMPONEN	MASUK	KELUAR
	ALIRAN 4	ALIRAN 5

	kmol/batch	kmol/batch
NaOH	0.000017	0.000017
Gliserol	0.0419	0.0419
Total	0.041917	0.041917

15. Evaporator Proses 2

Tabel 16. Neraca Massa Pada Evaporator (2)

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
	ALIRAN 9	ALIRAN 12	ALIRAN 13
	kmol/batch	FASE RINGAN	FASE BERAT
Metanol	0.8316	0.8233	0.0083
NaOH	0.0011	0.0000	0.0011
Air	0.0844	0.0610	0.0234
FAME	0.0299	0.0000	0.0299
Gliserol	0.0665	0.0000	0.0665
TOTAL	1.0135	0.8843	0.1292

16. Cooler (C=04)

Tabel 17. Neraca Massa Cooler

KOMPONEN	MASUK	KELUAR
	ALIRAN 11	ALIRAN 14
	kmol/batch	kmol/batch
FAT	0.0062	0.0062
Metanol	0.0013	0.0013
FAME	0.1696	0.1696
TOTAL	0.1771	0.1771

17. Drier

Tabel 18. Neraca Massa Drier

KOMPONEN	Aliran 13	Aliran 15	Aliran 16
	kmol/batch	FASE RINGAN	FASE BERAT
	kmol/batch	kmol/batch	kmol/batch
Methanol	0.0079		0.0079
NaOH	0.0003		0.0003
Air	0.0255	0.0252	0.0003
FAME	0.0299		0.0299
Gliserol	0.0665		0.0665
TOTAL	0.1301	0.0252	0.1049

18. Cooler (C=03)

Tabel 19. Neraca Massa Cooler

KOMPONEN	MASUK	KELUAR
	ALIRAN 16	ALIRAN 17
	kmol/batch	kmol/batch
Biodiesel	0.3731	0.3731
TOTAL	0.3731	0.3731

**NERACA PANAS**

Persamaan umum yang digunakan untuk mencari panas aliran adalah:

$$Q_x = n_x \cdot \int C_p \cdot dT$$

1. Mixer

Tabel 20. Neraca Panas Pada Mixer

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>1</sub>	522.4061	Q <sub>3</sub>	717.0804
Q <sub>2</sub>	34.4357		
Q <sub>s</sub>	160.2386		
Total	717.0804	Total	717.0804

2. Heater

Tabel 21. Neraca Panas Pada Heater

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>4</sub>	45,6901	Q <sub>5</sub>	566,7075
Q <sub>s</sub>	521,0174		
Total	566,7075	Total	566,7075

### 3. Reaktor

Tabel 22. Neraca Panas Pada Reaktor

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>3</sub>	2816,9422	Q <sub>6</sub>	4361,5528
Q <sub>5</sub>	566,7075	Q <sub>f</sub>	2687,2874
Q <sub>s</sub>	3665,1905		
Total	7048,8402	Total	7048,8402

### 4. Cooler

Tabel 23. Neraca Panas Pada Cooler

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>11</sub>	2376.122	Q <sub>14</sub>	111.4906
		Q <sub>cold</sub>	2264.6314
Total	2376.122	Total	2376.122

### 5. Configure

Tabel 24. Neraca Panas Pada Configure

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>5</sub>	4550,1213	Q <sub>6</sub>	481,7533
		Q <sub>c</sub>	4068,3680
Total	4550,1213	Total	4550,1213

### 6. Evaporator Proses 1

Tabel 25. Neraca Panas Pada Evaporator (1)

Panas masuk (Kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>8</sub>	96,3322	Q <sub>11</sub>	1071,6779
Q <sub>s</sub>	10886,6623	Q <sub>10</sub>	496,2991
		Q-lv	9415,0175
Total	10982,9945	Total	10982,9945

### 7. Heater (H-02)

Tabel 26. Neraca Panas Pada Heater

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>4</sub>	626.7164	Q <sub>5</sub>	5696.7755
Q <sub>s</sub>	5070.0591		
Total	566,7075	Total	5696.7755

### 8. Kolom Destilasi proses 1

Tabel 27. Neraca Panas Pada Kolom Destilasi

Panas masuk (Kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>12</sub>	151.2443	Q <sub>14</sub>	99.6195
Q <sub>s</sub>	511.0005	Q <sub>13</sub>	51.6248
		Q-lv	511.0005
Total	662.2448	Total	662.2448

### 9. Kolom Destilasi Proses 2

Tabel 28. Neraca Panas Pada Kolom Destilasi

Panas masuk (Kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>12</sub>	131.0437	Q <sub>14</sub>	91.9567
Q <sub>s</sub>	383.3472	Q <sub>13</sub>	39.084
		Q-lv	383.3502
Total	514.3909	Total	514.3909

### 10. Reboiler Proses 1

Tabel 29. Neraca Panas Pada Reboiler (1)

Panas masuk (Kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>L</sub>	1566,6402	Q <sub>V</sub>	654,5436
Q <sub>s</sub>	10926,3172	Q <sub>11</sub>	2423,3963
		Q-lv	9415,0715
Total	12492,0574	Total	12492,0574

### 11. Reboiler Proses 2

Tabel 30. Neraca Panas Pada Reboiler (2)

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>L</sub>	5288,3543	Q <sub>V</sub>	4136,8695
Q <sub>s</sub>	59125,1496	Q <sub>13</sub>	882,8488
		Q-lv	59393,7856
Total	64413,5039	Total	64413,5039

### 12. Cooler Proses 2

Tabel 31. Neraca Panas Pada Cooler

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>11</sub>	41.0271	Q <sub>14</sub>	10.3302
		Q <sub>cold</sub>	30.6969
Total	41.0271	Total	41.0271

### 13. Configure proses 2

Tabel 32. Neraca Panas Pada Configure

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>5</sub>	4550,1213	Q <sub>6</sub>	481,7533
		Q <sub>c</sub>	4068,3680
Total	4550,1213	Total	4550,1213

### 14. Heater (H-02)

Tabel 33. Neraca Panas Pada Heater

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>4</sub>	5.6602	Q <sub>5</sub>	140.3926
Q <sub>s</sub>	134.7324		
Total	140.3926	Total	140.3926

### 15. Evaporator Proses 2

Tabel 34. Neraca Panas Pada Evaporator (2)

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>9</sub>	385,4142	Q <sub>12</sub>	3136,1226
Q <sub>s</sub>	41114,0769	Q <sub>13</sub>	231,2512

		Q-lv	38132,1173
Total	41499,4911	Total	41499,4911

### 16. Cooler Proses 4

Tabel 35. Neraca Panas Pada Cooler

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>11</sub>	233.9556	Q <sub>14</sub>	5.5194
		Q <sub>cold</sub>	228.4362
Total	233.9556	Total	233.9556

### 17. Drier

Tabel 36. Neraca Panas Pada Drier

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>9</sub>	882,8489	Q <sub>12</sub>	0,3275
Q <sub>s</sub>	503,9754	Q <sub>13</sub>	1384,8001
		Q-lv	1,6967
Total	1386,8243	Total	1386,8243

### 18. Cooler (C-03)

Tabel 37. Neraca Panas Pada Cooler

Panas masuk (kkal/batch)		Panas keluar (kkal/batch)	
Q <sub>11</sub>	1685.6482	Q <sub>14</sub>	39.7667
		Q <sub>cold</sub>	1645.8815
Total	1685.6482	Total	1685.6482

## EXERGY FISIKA

No	Nama Komponen	W <sub>Dryer</sub> (kW)	ψ (%)
1	Mixer	165,0073	3,8799
2	Heater	246,06023	5,2948
3	Reaktor	5,33	33,8560
4	Evaporator(1)	7,6	12,9621
5	Evaporator(2)	7,1	13,95
6	Reboiler (1)	2,1	4,794
7	Reboiler (2)	716,5090	1,4847
8	Drier	2,86	24,707503
9.	Kolom Destilasi 1	7,6	12,9621
10.	Kolom Destilasi 2	7,1	12,511

## KEBUTUHAN DAYA MOTOR

### Pengaduk pada Mixer

Pengaduk yang digunakan jenis flat blade turbin impeller, dengan perbandingan sebagai berikut :

#### 1.1. Diameter impeller, D<sub>i</sub>

$$D_i = 1/3 \times D_t = 0.2950 \text{ m}$$

#### 1.2. Kecepatan Pengaduk

$$\frac{N \cdot D}{((\sigma \cdot g_c) / \rho_L)^{0.25}} = 1,22 + 1,25 \frac{D_t}{D_i}$$

Dengan

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

D<sub>t</sub> = diameter tangki = 0,7771m

D<sub>i</sub> = diameter impeller = 0,2590 m

g = factor konversi = 1

g<sub>c</sub> = konstanta gravitasi = 9,81 m/s<sup>2</sup>

ρ = densitas = 831,448 kg/m<sup>3</sup> = 51,8 lb/ft<sup>3</sup>

σ = tegangan muka = 9,5 dyne/cm

maka : N = 105.1465 rpm

N = 1.7524 rps

### 1.3. Power Pengaduk, P

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu} = 179325.7244$$

(12) Untuk N<sub>Re</sub> > 1000 maka :

$$P = \frac{k \cdot N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho}{g_c}$$

dengan,

k = konstanta pengadukan = 6

N = kecepatan putar pengaduk = 0,9165 rps

D<sub>i</sub> = diameter impeller = 0,2590 m = 0,8547 ft

ρ = densitas = 831,488 kg/m<sup>3</sup> = 51,8 lb/ft<sup>3</sup>

g<sub>c</sub> = konstanta = 32,177 ft/s<sup>2</sup>

maka : P = 45.7314 ft.lbf/s = 0.0831 Hp

Efisiensi motor = 80 %

$$P = \frac{0,0062 \text{ Hp}}{0,8} = 0.1039 \text{ Hp}$$

### 2. Pengaduk pada Reaktor

Pengaduk yang digunakan jenis flat blade turbin impeller, dengan perbandingan sebagai berikut :

#### 2.1. Diameter impeller, D<sub>i</sub>

$$D_i = 1/3 \times D_t = 0,1295 \text{ m}$$

#### 2.2. Kecepatan Pengaduk

$$\frac{N \cdot D}{((\sigma \cdot g_c) / \rho_L)^{0.25}} = 1,22 + 1,25 \frac{D_t}{D_i}$$

Dengan

N = kecepatan putar pengaduk, rps

D<sub>t</sub> = diameter tangki = 0,3885 m

D<sub>i</sub> = diameter impeller = 0,1295 m

g = factor konversi = 1

g<sub>c</sub> = konstanta gravitasi = 9,81 m/s<sup>2</sup>

ρ = densitas = 831,448 kg/m<sup>3</sup> = 51,8 lb/ft<sup>3</sup>

σ = tegangan muka = 9,5 dyne/cm

maka : N = 101.7894 rpm

N = 1.6965 rps

#### 2.3. Daya Pengadukan

Asumsi : Kecepatan pengadukan komersil yang dianjurkan 120 rpm

$$P = \frac{K_T \times N^3 \times d^5 \times \rho}{550 g_c}$$

Dimana:

P = Daya pengadukan

K<sub>T</sub> = Konstanta tipe impeler = 6,3

N<sub>i</sub> = Kecepatan pengadukan = 236,9097 rpm/ 60

= 3,9485 rps

D = Diameter impeller

ρ = Density = 906 kg/m<sup>3</sup> = 56,5597 lbm/ft<sup>3</sup>

g<sub>c</sub> = 32,17 ft/s



$$P = 9,7038 \text{ ft.lbf} / \text{s} = 0,0176 \text{ Hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\%$$

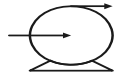
$$P = 0.1074 \text{ Hp}$$

### 3. Pompa

#### 3.1. P-01

Fungsi : Mengalirkan methanol dari T2 ke T3

Tipe : Sentrifugal Pump



Gambar 6. Pompa

Data :

- Temperatur : 60 °C
- Density : 795.7190 kg/m<sup>3</sup> = 49.6735 lb/ft<sup>3</sup>
- Laju alir : 207.4692 kg/jam = 457.3836 lb/hr
- Viskositas : 16,7720 Cp = 40,5882 lb/ft.jam
- Vapor Pressure, P<sub>vp</sub> : 2,4730 psi
- Faktor keamanan : 10 %

Perhitungan kapasitas, V<sub>f</sub>: V<sub>f</sub> = 27,3843 lb/hr

Volumetrik Flowrate, Q<sub>f</sub> :

$$Q_f = ((1 + \text{faktor keamanan}) \times V_f) / \rho = 1.2629 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$q_f = 0,0002 \text{ ft}^3/\text{det} = 0.0028 \text{ gpm}$$

- Menentukan Ukuran Pipa

$D_{opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times (\rho)^{0,13} = 0.4573 \text{ in}$   
 sehingga pipa yang dipakai berukuran sebagai berikut

*Suction Pipe*

- Ukuran Standar : 0.5000 in
- Panjang, L : 3.0000 m = 9.842 ft
- Diameter Dalam, ID: 0.622 in = 0.052 ft
- Diameter Luar, OD : 0.840 = 0.070 ft
- Luas Penampang, A : 0.304 in<sup>2</sup> = 0.002 ft<sup>2</sup>

*Discharge Pipe*

- Ukuran Standar : 0.5000 in
- Panjang, L : 6.0000 m = 19.6848 ft
- Diameter Dalam, ID: 0.622 in = 0.052 ft
- Diameter Luar, OD : 0.840 = 0.070 ft
- Luas Penampang, A : 0.304 in<sup>2</sup> = 0.002 ft<sup>2</sup>

Perhitungan Pada Suction

*Suction Friction Loss*

#### 1. Suction Velocity

$$V = \frac{q_f}{a} = 289.3283 \text{ ft/hr}$$

$$\left[ \frac{V^2}{g_c} \right] = 0.0535 \text{ ft lbf/lb}$$

#### 2. Reynold Number

$$Re_c = \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = 304.3485$$

#### 3. Faktor Friksi

Material Suction Pipe yang digunakan ;  
 Commercial Steel Pipe:

$$\text{Rough Factor} : \varepsilon = 0,0002 \text{ ft}$$

$$\varepsilon/D = 0,0029$$

#### 4. Fanning Factor Friksi, f = 0,0180

#### a. Skin Friction Loss, H<sub>fs</sub> :

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \left[ \frac{V^2}{g_c} \right] = 1.1021 \text{ ft. (lb}_f/\text{lbm)}$$

#### b. Sudden Contraction Friction Loss, H<sub>fc</sub> :

$$H_{fc} = K_c (1/2) \left[ \frac{V^2}{g_c} \right]$$

$$\text{Maka : } H_{fc} = 0.0110 \text{ ft. (lb}_f/\text{lbm)}$$

#### c. Fitting + Valve Friction Loss, H<sub>ff</sub> :

$$H_{ff} = 2 \times f \times (L_e/D) \times \left[ \frac{V^2}{g_c} \right]$$

$$H_{ff} = 0.4121 \text{ ft. lb}_f/\text{lbm}$$

#### d. Total suction Friction Loss, H<sub>F</sub>:

$$H_F = H_{fs} + H_{fc} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$= 0.0019 \text{ ft. lb}_f/\text{lbm} = 0.8855 \text{ psi}$$

- Suction Pressure

- Original Pressure = 1 atm = 14.7 psi (+)
  - Static Head = 1.5 m = 4.9212 ft = 1.6976 psi(+)
  - Velocity Head = 0.0527 ft lbf/lb = 0.0091 psi (+)
  - Total Friction Loss = 0.8855 psi (-)
- Total Suction Pressure = 15.5212 psi

Suction Head:

$$H_s = (\text{suction pressure} \cdot 1.44 \text{ (g/gc)}) / \rho$$

$$H_s = 44.3975 \text{ ft lb}_f/\text{lb}$$

- Net Positive Suction Head (NPSH)

- Static Head = 1.0000 m = 3.2808 ft (+)
- Friction losses (suction pressure.144(g/gc))/ ρ = 1.5253 ft (-)
- Vapor Pressure Correction = (P origin - P Vapor)/ρ = 35.4453 ft (+) = 37.2008 ft

Perhitungan pada Discharge

*Discharge Friction Loss*

#### 1. Discharge Velocity

$$V = \frac{q_f}{a} = 0.0804 \text{ ft/s} = 289.3283 \text{ ft/hr}$$

$$\left[ \frac{V^2}{g_c} \right] = 0.0527 \text{ ft lbf/lbm}$$

#### 2. Reynold Number

$$Re_c = \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = 304.3485$$

#### 3. Faktor Friksi

Material Suction Pipe yang digunakan ;  
 Commercial Steel Pipe:

$$\text{Rough Factor: } \varepsilon = 0,0002 \text{ ft}$$

$$\varepsilon/D = 0,0029$$

#### 4. Fanning Factor Friksi, f = 0.0538

#### a. Skin Friction Loss, H<sub>fs</sub> :

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \left[ \frac{V^2}{g_c} \right] = 2.1538 \text{ ft. lb}_f/\text{lbm}$$

- b. Sudden Expansion Friction Loss,  $H_{fe}$  :
- $$H_{fe} = K_c (1/2) \left[ \frac{V^2}{g_c} \right] = 0.0105 \text{ lb}_f/\text{lbm}$$
- c. Fitting + Valve Friction Loss,  $H_{ff}$  :
- $$H_{ff} = 2 \times f \times (L_e/D) \times \left[ \frac{V^2}{g_c} \right]$$
- $L_e/D =$  Ekuivalen L/D untuk valve dan fitting  
 $= 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ$   
 $= 7 + 2(32) = 71$   
 $H_{ff} = 0.4027 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lbm}$
- e. Total Discharge Friction Loss,  $H_F$ :
- $$H_F = H_{fs} + H_{fc} + H_{fe} + H_{ff} = 0.8855 \text{ psi}$$

#### Discharge Pressure

- a. Original Pressure = 1 atm = 14,7 psi (+)  
 b. Static Head = 1.500 m = 4.9212 ft = 1.6976 psi(+)  
 c. Velocity Head = 0.0091 psi (+)  
 d. Friction Loss = 0.8855 psi (+)  
 Total Discharge Pressure = 17.2922 psi  
 Discharge Head:  $H_S = 50.1289 \text{ ft lb}_f/\text{lb}$

#### Differential Pressure

- a. Discharge Pressure = 17.2922 psi  
 b. Suction Pressure = 15.5212 psi  
 Total Differential Loss = 1.7710 psi  
 a. Discharge Pressure = 50.1289 ft  $\text{lb}_f/\text{lb}$   
 b. Suction Pressure = 44.9949 ft  $\text{lb}_f/\text{lb}$   
 Total Head : = 5.1340 ft  $\text{lb}_f/\text{lb}$

#### Menentukan kerja pompa dengan Persamaan Bernoulli

$$- W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{g_c} + \Delta H_F = 6.9050 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

#### Break House Power (BHP)

$$BHP = \frac{GPM \cdot W_s \cdot \rho}{(7,481 \text{ gall} / \text{ft}^3) \cdot [550 \text{ ft} (\text{lb}_f / \text{sec}, \text{HP})] \cdot (60 \text{ sec} / \text{min}) \cdot \eta}$$

$$= 0.0041 \text{ Hp}$$

#### Tenaga Pompa

$$MHP = \frac{BHP}{\text{Eff} \cdot \text{Motor}}$$

$$\eta \text{ motor} = 80 \%$$

$$MHP = 3.0051 \text{ HP}$$

## IV. HASIL DAN DISKUSI

### 1. Kapasitas Optimal Pabrik

Kapasitas Pabrik Biodiesel yang dibangun di Kab. OKU Timur ternyata memiliki kapasitas optimal yang sama dengan perhitungan yang telah direncanakan sebelumnya. Hal ini terbukti dari analisa kapasitas optimal reaktor yang merupakan jantung dari pabrik kimia. Kapasitas optimal Pabrik Biodiesel yang dihitung dalam rencana awal adalah 5.000.000 kg/ hari atau 1.560.000 kg/tahun, Namun setelah dihitung kembali ada perbedaan yang tidak terlalu besar adalah sebesar 5.001.9632 kg/tahun dengan operasi 24

jam/hari, 312 hari/tahun. Apabila ingin meningkatkan kapasitas dari Pabrik Biodiesel ini maka ada beberapa langkah yang dapat dilakukan, yaitu :

- Memperbesar ukuran dan dimensi dari reaktor.
- Mempercepat laju reaksi sehingga reaksi dapat berlangsung lebih cepat.
- Mengoperasikan pabrik terus menerus dalam setahun (non stop), namun hal ini harus direncanakan sebaik-baiknya dengan memperhatikan kondisi dari komponen pabrik.

### 2. Kebutuhan Energi Panas

Perhitungan kebutuhan energi panas pada Pabrik Biodiesel dianalisa berdasarkan neraca massa pada setiap komponen pabrik yang membutuhkan pemanas untuk mempertahankan temperatur operasi pada komponen tersebut. Dari neraca massa maka akan didapatkan neraca panas dengan cara memperhitungkan panas aliran masuk dan panas aliran yang keluar pada komponen pabrik tersebut. Panas aliran dapat dianalisa berdasarkan jumlah mol aliran, kapasitas panas setiap zat yang terkandung pada aliran, dan temperatur aliran. Panas dibutuhkan oleh komponen pabrik untuk menaikkan temperatur aliran masuk sehingga mencapai temperatur yang diinginkan.

Dari hasil perhitungan (dapat dilihat pada tabel 5.67), maka konsumsi energi panas Pabrik Biodiesel ini dari seluruh komponen pabrik adalah sebesar 47.067.446972 kWh/tahun atau 150.8572 kWh/batch dengan kebutuhan daya sebesar 1035 kW. Kebutuhan panas setiap komponen dapat dilihat pada Tabel 38 di bawah ini.

Tabel 38. Kebutuhan Daya Pemanas Komponen Pabrik Biodiesel

No	Komponen	$Q_s$ (kkal/batch)	m (kg/batch)	$Q_{s-in}$ (kkal/batch)	$Q_{s-out}$ (kkal/batch)	$Q_{s-in}$ (kkal/batch)
1	Mixer	160.238	5,5416	3694,002	70,4633	3694,01
2	H-01	521.0174	1,1253	750,5290	229,1023	750,529
3	R-1,2...	3665,190	7,9161	5276,832	1.611,656	5276,83
4	EV-1	10886,66	23,513	15673,78	368,540,8	15673,8
5	H-02	5070,059	7,9861	5096,832	2.229,416	5096,83
6	KD-1	511.0005	1,1053	715,5290	209,1003	715,529
7	Rb-1	10926,31	23,598	15730,84	4.804,531	15730,8
8	KD-2	383.3472	0,9453	698,5290	168,5540	698,529
9.	Rb-2	59125,14	127,69	85123,71	25.998,58	85123,7
10	H-03	134.7324	0,6753	636,5270	59,2250	636,527
11	Ev-2	41114,07	88,798	59192,83	18.078,74	59192,8
12	Drier	503,9754	1,0085	672,2611	221,6101	672,261
					422.221,7	

Dari Tabel 38 terlihat bahwa komponen pabrik yang membutuhkan panas terbesar adalah reboiler proses 2 yaitu sebesar 59.125,1496 kkal/batch, hal ini disebabkan karena temperatur operasi pada reboiler sangat tinggi dan banyaknya jumlah metanol yang harus diuapkan. Sedangkan komponen pabrik yang memiliki kebutuhan panas yang paling kecil adalah dryer dengan kebutuhan panas sebesar 503,9754 kkal/batch, hal ini disebabkan karena heater berfungsi

sebagai pemanas air dan memiliki temperatur operasi yang relatif rendah dibandingkan komponen pabrik yang lainnya.

Hasil di atas menunjukkan bahwa kebutuhan panas pada Pabrik Biodiesel relatif rendah. Hal ini dapat dijadikan sebagai referensi untuk memilih sumber energi panas pada Pabrik Biodiesel. Pada umumnya, ada dua macam sumber energi panas yang dapat digunakan pada Pabrik Biodiesel yaitu boiler dan pemanas listrik. Mengingat kebutuhan energi panas yang cukup rendah maka sumber energi panas yang cocok dipakai adalah pemanas listrik, dengan alasan sebagai berikut :

- Dengan memilih pemanas listrik, maka tidak diperlukan perancangan pipa-pipa untuk aliran steam, sehingga menghemat biaya pembangunan pabrik. Pemakaian pemanas listrik lebih praktis dibandingkan penggunaan panas dari boiler karena luasnya jaringan listrik yang telah dibangun.
- Apabila menggunakan listrik maka tidak ada ketergantungan terhadap kebutuhan bahan bakar, hal ini menyebabkan biaya produksi yang murah.

### 3. Analisa Eksergi

Analisa eksergi pada pabrik Biodiesel ini pada umumnya dibagi menjadi dua, yaitu analisa secara fisika dan analisa secara kimia. Namun dalam kesempatan ini saya hanya menganalisa exergy secara fisika, karena terkait analisa dari material komponen dari pabrik biodiesel ini.

Tabel 39. Data hasil analisa exergy mekanik pada setiap komponen pabrik

No	Nama Komponen	W <sub>Dryer</sub> (kW)	ψ (%)
1	Mixer	165,0073	3,879902
2	Heater	246,06023	5,294816
3	Reaktor	5,33	33,85607
4	Evaporator(1)	7,6	12,9621
5	Evaporator(2)	7,1	13,95
6	Reboiler (1)	2,1	4,794
7	Reboiler (2)	716,5090	1,4847
8	Drier	2,86	24,707503
9.	Kolom Destilasi 1	7,6	12,9621
10.	Kolom Destilasi 2	7,1	12,511

Dari hasil analisa ternyata komponen Reboiler proses 2 membutuhkan jumlah daya yang terbesar yaitu 716,5090 kW hal ini disebabkan karena temperatur operasi pada reboiler sangat tinggi dan banyaknya jumlah metanol yang harus diuapkan, sedangkan yang membutuhkan jumlah daya yang terkecil adalah komponen Reboiler tahap 1 yaitu 2,1 hal ini disebabkan karena pada reboiler tahap 1 hanya menguapkan hasil bawah evaporator. Sedangkan yang memiliki efisiensi rasional yang terbesar ternyata reaktor memiliki efisiensi rasional yang paling besar yaitu 33,85607%, sedangkan reboiler proses 2 memiliki efisiensi rasional yang paling kecil, yaitu 1,4847%.

### 4. Kebutuhan Energi Mekanik

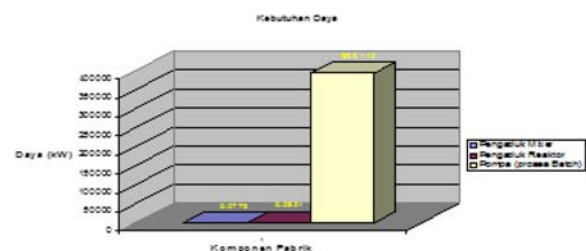
Perhitungan kebutuhan energi mekanik pada pabrik biodiesel ini pada umumnya dibagi menjadi dua, yaitu kebutuhan daya motor untuk pengaduk pada mixer dan reaktor dan kebutuhan daya motor pada pompa sebagai alat angkut fluida. Kebutuhan daya motor pada pengaduk mixer dan reaktor dianalisa menurut dimensi dari pengaduk. Data-data yang sangat berpengaruh terhadap kebutuhan daya pengaduk antara lain diameter impeler, diameter reaktor, densitas fluida, dan tegangan muka fluida. Dari data-data tersebut dapat dicari kecepatan pengaduk dan daya yang dibutuhkan oleh pengaduk. Sedangkan untuk perhitungan kebutuhan untuk memindahkan fluida dengan perhitungan dengan menggunakan metode perancangan pompa maka dibutuhkan data-data seperti laju aliran, ukuran pipa, kerugian-kerugian pada pipa yang menyebabkan head loss, dan head statis. Dari data-data tersebut maka dapat dicari head yang harus dibangkitkan, dan kebutuhan daya untuk memindahkan fluida..

Dari hasil perhitungan secara teoritis maka pada Tabel 40, dapat dilihat bahwa kebutuhan daya total untuk membangkitkan energi mekanik yang dibutuhkan oleh pabrik biodiesel terbagi menjadi:

Tabel 40. Kebutuhan Daya dan Konsumsi Energi Mekanik Pada Pabrik Biodiesel

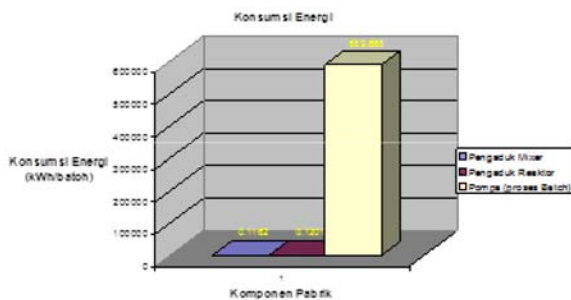
No	Komponen Pabrik	Kebutuhan Daya		Jam Operasi (menit/batch)	Konsumsi Energi (kWh/batch)
		Hp	kW		
1	Pengaduk Mixer	0,1039	0,0775	1,5	0,1162
2	Pengaduk Reaktor	0,1074	0,0801	1,5	0,1201
3	Pompa (proses Batch)	52,171	39,3112	1,5	58,9668
		52,38	39,4688		59,2031

Berikut ini grafik perbandingan kebutuhan daya pada berbagai macam proses:



Gambar 7. Kebutuhan Daya Mekanik Pada Pabrik Biodiesel

Sedangkan konsumsi energi mekanik pada pabrik biodiesel juga mengalami peningkatan seiring dengan peningkatan kebutuhan daya namun peningkatan konsumsi energi jauh lebih rendah dibandingkan peningkatan kebutuhan daya. Konsumsi energi akan semakin meningkat seiring meningkatnya kebutuhan daya namun konsumsi energi tergantung terhadap jam operasi dari pompa yang digunakan. Berikut ini grafik yang menunjukkan perbandingan konsumsi energi pada berbagai macam proses:



Gambar 8. Konsumsi Energi Mekanik Pada Pabrik Biodiesel

Dari kedua grafik di atas dapat dilihat bahwa kebutuhan daya mekanik berbanding lurus dengan konsumsi energi mekanik, namun kebutuhan daya yang besar belum tentu menunjukkan konsumsi energi yang besar karena konsumsi energi merupakan fungsi dari daya dan waktu. Walaupun semakin besar daya namun apabila jam operasi komponen pabrik lebih singkat maka peningkatan konsumsi energi tidak drastis. Penggunaan pompa pada pabrik biodiesel ini sebagai alat pemindah fluida harus direncanakan lebih baik agar tidak terjadi konsumsi energi yang sia-sia mengingat kebutuhan daya yang bervariasi tergantung dari proses yang digunakan. Penggunaan pompa akan lebih efisien apabila digunakan pada pabrik yang memiliki kapasitas yang lebih besar.

## V. KESIMPULAN

Berdasarkan data-data yang diperoleh dari hasil perhitungan, setelah diolah dan dianalisa maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik Biodiesel yang dibangun di wilayah Kab. Ogan Komering Ulu Timur memiliki kapasitas optimal sebesar 1.560.000 kg/tahun atau 1.560 ton per tahun.
2. Konsumsi energi oleh Pabrik Biodiesel berkapasitas 1.560.000 kg/tahun atau 1.560 ton per tahun adalah sebesar 210,0603 kWh/batch terdiri atas kebutuhan panas sebesar 150,8572 kWh/batch dan kebutuhan energi mekanik sebesar 59,2031 kWh/batch. Sedangkan kebutuhan daya mencapai 39,4688 kW.
3. Nilai kalori dari hasil produk biodiesel 312,6227 kg/batch adalah 94.440.504,0657 kal/batch.

4. Penggunaan pompa sebagai alat angkut fluida pada pabrik biodiesel ini cukup efektif karena kapasitas produksi yang cukup besar.
5. Analisa exergy fisika dari masing-masing komponen

No	Nama Komponen	$W_{Dryer}$ (kW)	$\psi$ (%)
1	Mixer	165,0073	3,879902
2	Heater	246,06023	5,294816
3	Reaktor	5,33	33,85607
4	Evaporator(1)	7,6	12,9621
5	Evaporator(2)	7,1	13,95
6	Reboiler (1)	2,1	4,794
7	Reboiler (2)	716,5090	1,4847
8	Drier	2,86	24,707503
9.	Kolom Destilasi 1	7,6	12,9621
10.	Kolom Destilasi 2	7,1	12,511

## DAFTAR PUSTAKA

1. Prihandana, Rama, Roy Hendroko, Makmuri Munamin. 2006. "Menghasilkan Biodiesel Murah Mengatasi Polusi & Kelangkaan BBM"; Jakarta. Agromedia Pustaka
2. Wallas, S.M, 1998. "Chemical Process Equipment Selection and Design"; Boston. Butterwoths Publishers
3. T.J.Kotas,1984. "The exergy Methode of Thermal Plant Analisis", London.
4. Knothe, Gerhard, Jon Van Gerpen, Jürgen Krahl. 2005. "The Biodiesel Handbook"; USA. AOCS Press
5. Biro Pusat Statistik, 1999. " Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia ", Jakarta.
6. Coulson, J.M. et al, 1984. " Chemical Engineering ", vol. 6.1<sup>st</sup> Edition, Pergamon Press, New York.
7. De Nevers, Noel, 1991, " Fluid Mechanics for Chemical Engineering ", McGraw Hill, inc., New York.
8. Austin, George. T, 1984, " Shreve's Chemical Process Industries ", 5<sup>th</sup> Edition, Mcgraw Hill Book Co, Tokyo.
9. Himmelblau, David, M, 1974, " Basic Priciple and Calculation in Chemical Engineering ", Prentice Hall.inc, New Jersey.
10. Kern, D.Q, "Process Heat Transfer ", 1965, International Edition, Mcgraw Hill Book Co, Tokyo.

11. Levenspiel, O., 1972, "*Chemical Reaction Engineering*", 2<sup>nd</sup> Edition, Jhon Wiley and Sons, USA.
12. Peters, M.S, and Timmerhaus, K.D, 1991, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*", 4<sup>th</sup>, Mcgraw Hill International Book Co., New York.