

## **BAB II**

### **DESKRIPSI PROSES**

#### **2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk**

##### **2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku**

###### **2.1.1.1 Metil Format**

Bahan baku utama pabrik adalah metil format. Menurut (NIST,2026 & Pubchem,2026) spesifikasi metil format yang digunakan

- Rumus molekul :  $\text{HCOOCH}_3$
- Wujud : cair
- Berat molekul : 60,05 gr/mol
- Densitas : 0,974 gr/ml
- Viskositas : 0,330 cP
- Titik didih : 32°C
- Titik leleh : -100°C
- Warna : tidak berwarna
- Kemurnian : 97%

###### **2.1.1.2 Air**

Bahan baku lain yang digunakan adalah air. Spesifikasi air adalah sebagai berikut (NIST,2026) :

- Rumus molekul :  $\text{H}_2\text{O}$
- Wujud : cair
- Berat molekul : 18 gr/mol
- Densitas : 0,997 gr/ml
- Viskositas : 0,998 cP
- Titik didih : 100°C
- Titik leleh : 0 °C
- Warna : tidak berwarna
- Kemurnian : 100%

### 2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Bahan pembantu berupa solvent yang digunakan untuk membantu pemisahan senyawa azeotrop pada kolom distilasi, berikut spesifikasi sulfolane (*National Center For Biotechnologu Information, 2026*) :

Rumus molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S
Wujud	: Cair
Berat Molekul	: 120,17 gr/mol
Titik lebur	: 20-26 °C
Tidik didih	: 285 °C
Densitas	: 1,261 gr/ml
Viskositas	: 10,34 cP
Kemurnian	: 99%

### 2.1.3 Spesifikasi Produk Utama

Proses ini menghasilkan produk utama berupa asam format dengan spesifikasi sebagai berikut (*National Center For Biotechnologu Information, 2026*) :

- Rumus molekul : CH<sub>2</sub>O<sub>2</sub> atau HCOOH
- Wujud : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Berat molekul : 46,03 gr/mol
- Titik leleh : 8,6°C
- Titik didih : 100,8°C
- Densitas : 1,214 gr/ml
- Viskositas : 1,804 cP
- Kemurnian : min. 85wt%
- Impuritas : H<sub>2</sub>O maks 15wt%

### 2.1.4 Spesifikasi Produk Samping

Proses produksi di sini menghasilkan produk samping berupa metanol dengan spesifikasi sebagai berikut (*National Center For Biotechnologu Information, 2026*):

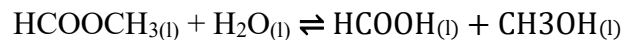
- Rumus molekul : CH<sub>3</sub>OH
- Wujud : cair
- Berat molekul : 32 gr/mol
- Densitas : 0,792 gr/ml
- Viskositas : 0,539 cP

- Titik didih : 64,7°C
- Titik leleh : -97,8°C
- Warna : tidak berwarna
- Kemurnian : 99% berat
- Impuritas : H<sub>2</sub>O ≤ 0,8%  
berat Acidity ≤ 0,2% berat

## 2.2 Konsep Proses

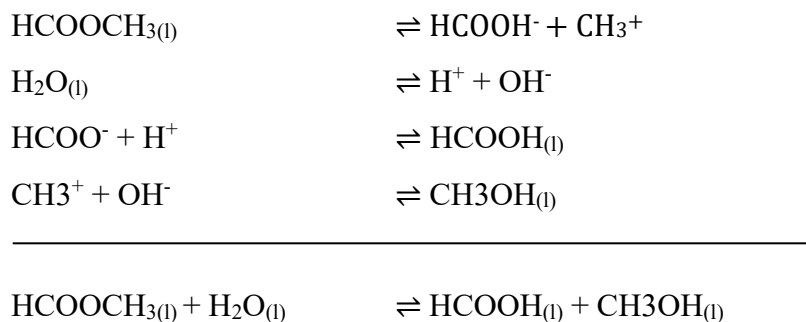
### 2.2.1 Dasar Reaksi

Asam format diproduksi melalui reaksi hidrolisis metil format dengan air, menghasilkan metanol sebagai produk samping dalam kondisi asam. Reaksi ini bersifat reversible dan endotermis (Ullmann, 2012). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



### 2.2.2 Mekanisme Reaksi

Mekanisme reaksi pembuatan asam format melibatkan beberapa tahap, dimulai dengan penguraian metil format melalui hidrolisis dengan air, yang kemudian menghasilkan senyawa asam format dan methanol (McKetta, 1985). Berikut mekanisme reaksi hidrolisis metil format menjadi asam format:



### 2.2.3 Fase Reaksi

Dalam pembuatan asam format dari metil format dan air dilakukan melalui reaksi hidrolisis metil format yang menghasilkan asam format dengan metanol sebagai produk samping. Reaksi ini berlangsung pada fase cair dan bersifat endoterm, yang ditunjukkan oleh nilai  $\Delta H_r$  bernilai positif. Karena sistem reaksi bersifat homogen dalam fase cair dan tidak memerlukan katalis, maka jenis reaktor yang sesuai untuk digunakan adalah *Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)* (McKetta, 1985).

## 2.2.4 Kondisi Operasi

Produksi asam format melalui hidrolisis metil format dijalankan di dalam reaktor pada kondisi operasi yang cukup rendah, yakni suhu 80 °C dan tekanan 3 atm. Pada keadaan tersebut, campuran berada dalam fase cair, sedangkan reaksinya bersifat reversible (dapat balik) dan endotermis (memerlukan panas). Agar reaksi lebih mengarah pada pembentukan asam format, salah satu reaktan harus diberikan secara berlebih. Air dipilih sebagai reaktan berlebih karena secara ekonomi lebih menguntungkan dibandingkan metil format. Apabila metil format dan air digunakan pada rasio molar 1:1,45, konversi yang diperoleh hanya 30%. Namun, ketika rasio metil format terhadap air dinaikkan menjadi 1:5, konversi metil format dapat mencapai 60% dengan bantuan autokatalis asam format yang telah terbentuk sebelumnya untuk menciptakan kondisi asam (Reutemann and Kieczka 2012).

## 2.2.5 Tinjauan Thermodinamika

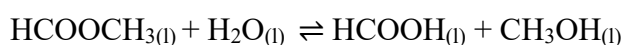
### 2.2.5.1 Panas Reaksi

Tinjauan terhadap panas reaksi ( $\Delta H_R$ ) dilakukan untuk menentukan apakah reaksi yang terjadi dalam proses bersifat eksotermis atau endotermis. Penentuan ini dilakukan dengan menghitung selisih antara panas pembentukan standar ( $\Delta H^\circ_f$ ) produk dan reaktan pada kondisi standar, yaitu suhu 25°C dan tekanan 1 atm (Yaws, 1999). Berdasarkan pendekatan tersebut, dilakukan perhitungan panas reaksi untuk reaksi hidrolisis metil format dalam pembentukan asam format :

Tabel 2. 1 Harga panas pembentukan ( $\Delta H^\circ_f$ ) masing-masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	$\Delta H^\circ_f$ (kJ/mol)
HCOOCH <sub>3</sub>	-349,78
H <sub>2</sub> O	-241,80
HCOOH	-378,61
CH <sub>3</sub> OH	-201,17

Reaksi Hidrolisis Metil Format :



$$\Delta H^\circ_{R\ 298K} = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{R\ 298K} = (\Delta H^\circ_f \text{HCOOH} + \Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{OH}) - (\Delta H^\circ_f \text{HCOOCH}_3 + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta H^\circ_{R\ 298K} = ((-378,61) + (-201,17)) - ((-349,78) + (-241,80))$$

$$\Delta H^\circ_{R\ 298K} = +11,80 \text{ kJ/mol}$$

Harga dari panas reaksi bernilai positif ( $\Delta H^{\circ}R > 0$ ) yang artinya pembentukan asam format secara hidrolisis berlangsung secara endotermis atau membutuhkan panas untuk mempertahankan suhu reaksi.

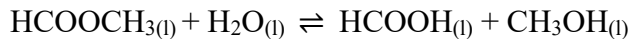
### 2.2.5.2 Energi Gibbs ( $\Delta G^{\circ}$ )

Reaksi hidrolisis antara metil format dan air yang menghasilkan asam format perlu dikaji untuk mengetahui apakah reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan atau tidak. Penentuan sifat spontanitas reaksi dilakukan melalui perhitungan energi bebas Gibbs. Oleh karena itu, berikut disajikan perhitungan energi bebas Gibbs untuk reaksi hidrolisis dalam pembentukan asam format :

Tabel 2. 2 Harga energi gibbs ( $\Delta G^{\circ}$ ) masing masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	$\Delta G^{\circ}_f$ (kJ/mol)
HCOOCH <sub>3</sub>	-297,19
H <sub>2</sub> O	-228,60
HCOOH	-351,00
CH <sub>3</sub> OH	-162,51

Reaksi Hidrolisis Metil Format :



$$\Delta G^{\circ}_{298K} = \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298K} = (\Delta G^{\circ}_f \text{HCOOH} + \Delta G^{\circ}_f \text{CH}_3\text{OH}) - (\Delta G^{\circ}_f \text{HCOOCH}_3 + \Delta G^{\circ}_f \text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta G^{\circ}_{298K} = ((-351,00) + (-162,51)) - ((-297,19) + (-228,60))$$

$$\Delta G^{\circ}_{298K} = +12,28 \text{ kJ/mol} = +12280 \text{ J/mol}$$

Berdasarkan perhitungan didapatkan nilai sebesar 12,28 kJ/mol yang bernilai positif, menurut Yaws (1999),  $\Delta G$  reaksi yang bernilai  $0 < \Delta G < 50$  kJ/mol merupakan reaksi yang menguntungkan. Artinya reaksi tersebut bersifat endotermis dan dapat berlangsung secara spontan.

### 2.2.5.3 Konstanta Keseimbangan Reaksi

Nilai konstanta keseimbangan reaksi (K) menunjukkan kecenderungan arah berlangsungnya suatu reaksi kimia. Apabila nilai K kurang dari satu maka akan cenderung terjadi reaksi balik, apabila nilai K mendekati atau sama dengan satu maka reaksi bersifat reversible, dan apabila nilai K lebih dari satu maka reaksi bersifat irreversible atau cenderung berjalan membentuk produk. Perhitungan konstanta keseimbangan reaksi dari (Smith et al., 2018 hal 536) sebagai berikut :

$$K_{298} = \exp\left(-\frac{\Delta rG^\circ}{RT}\right)$$

$$K_{298} = \exp\left(-\frac{12280 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}}\right)$$

$$K_{298} = \exp -4,956$$

$$K_{298} = 0,00704$$

Nilai K pada suhu 25°C (298K) sebesar 0,00704 artinya belum dominan ke arah produk dan cenderung berada pada sisi reaktan. Supaya laju reaksi dapat berjalan ke arah kanan (produk) maka perlu menggeser reaksi ke kanan dengan mengkondisikan reaktan berupa air secara berlebih. Reaksi hidrolisis metil format dilakukan pada suhu 80°C (353 K) sehingga dengan persamaan (Simth et al., 2018 hal 536) nilai K sebagai berikut :

$$\ln \frac{K_{353}}{K_{298}} = -\frac{\Delta H_{298}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T'}\right)$$

$$\ln \frac{K_{353}}{0,00704} = -\frac{11800 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}}} \left(\frac{1}{353} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\ln \frac{K_{353}}{0,00704} = 0,73803$$

$$\ln \frac{K_{353}}{0,00704} = 0,738$$

$$K_{353} = 1,00521$$

Berdasarkan persamaan van 't Hoff, konstanta kesetimbangan reaksi pada suhu 353 K diperoleh sebesar 1,00521. Nilai tersebut lebih besar dibandingkan konstanta kesetimbangan pada suhu 298 K sebesar 0,00704, yang menunjukkan bahwa kenaikan suhu meningkatkan kecenderungan reaksi hidrolisis metil format menuju pembentukan produk. Karena nilai konstanta kesetimbangan pada suhu 353 K sedikit lebih besar dari satu, posisi kesetimbangan mulai lebih menguntungkan pembentukan asam format dan metanol. Namun, nilai yang sangat dekat dengan satu menunjukkan bahwa reaksi belum dominan sepenuhnya ke arah produk. Oleh karena itu, penggunaan air secara berlebih serta pemisahan produk, khususnya metanol, tetap diperlukan untuk menggeser kesetimbangan ke arah kanan dan meningkatkan konversi metil format menjadi asam format.

## 2.2.6 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika reaksi ditunjukkan untuk menentukan adanya pengaruh perubahan temperatur terhadap laju reaksi. Adapun menurut (Jogunola et al., 2011) konstanta kecepatan reaksi hidrolisis metil format untuk pembentukan asam format dengan produk samping methanol sebagai berikut :

$$-\frac{d_{cf}}{dt} = (k(T))(C_A)^{0,75} \left( C_f C_w - \frac{C_A C_M}{K_c} \right)$$

Keterangan:

$k(T)$  = 2455  $\exp\left(-\frac{6268}{T}\right)$  (konstanta laju reaksi yang dipengaruhi suhu)

$C_F$  = konsentrasi metil format

$C_A$  = konsentrasi asam format

$C_W$  = konsentrasi air

$C_M$  = konsentrasi metanol

$K_c$  = konstanta kesetimbangan berbasis konsentrasi

## 2.3 Langkah Proses

Proses produksi asam format dalam prarancangan pabrik ini dilakukan melalui reaksi hidrolisis metil format dengan air yang berlangsung dalam tiga tahap utama. Tahapan tersebut meliputi:

- a) Persiapan bahan baku
- b) Reaksi hidrolisis antara metil format dan air
- c) Tahap pemurnian produk melalui kolom stripping, kolom distilasi untuk pemurnian methanol, kolom distilasi ekstraktif, dan kolom distilasi regenerasi pelarut

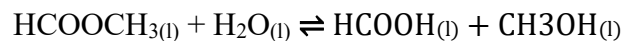
### 2.3.1 Persiapan Bahan Baku

Tahap awal proses adalah mengalirkan metil format dari tangki penyimpanan (F-110) dengan kondisi operasi 1 atm dan 30°C menggunakan pompa (L-111) menuju reaktor pertama (R-210). Metil format dialirkan menggunakan pompa (L-111) untuk menaikkan tekanannya menjadi 3 atm, kemudian melewati heat exchanger (E-112) untuk meningkatkan suhunya hingga mencapai 80°C. Sehingga, umpan yang masuk ke reaktor berada pada kondisi operasi 80°C dan 3 atm.

Secara bersamaan, air hasil proses pretreatment dari unit utilitas yang disimpan dalam tangki (F-120) dialirkan menggunakan pompa (L-121) menuju heat exchanger (E-03) sehingga kondisinya naik menjadi 80°C dan 3 atm. Suhu dan tekanan air disesuaikan agar sesuai dengan kebutuhan reaksi sebelum akhirnya dialirkan menuju reaktor (R-210).

### 2.3.2 Hidrolisis Metil Format

Tahap hidrolisis merupakan proses utama dalam produksi asam format. Pada tahap ini, metil format ( $C_2H_4O_2$ ) direaksikan dengan air ( $H_2O$ ) untuk menghasilkan asam format ( $HCOOH$ ) sebagai produk utama dan metanol ( $CH_3OH$ ) sebagai produk samping. Reaksi tersebut berlangsung di dalam reaktor jenis *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR). Pemilihan reaktor ini berdasarkan pada sistem fase cair-cair serta kemampuannya beroperasi dalam kondisi steady-state pada tekanan 3 atm dan suhu 80°C. Reaksi yang berlangsung di dalam reaktor adalah sebagai berikut :



Reaksi tersebut bersifat reversible dan endotermis, sehingga diperlukan kelebihan salah satu reaktan untuk menggeser kesetimbangan reaksi ke arah pembentukan produk. Pada reaktor pertama (R-210), perbandingan mol antara metil format dan air ditetapkan sebesar 1 : 1,45. Oleh karena itu, laju alir bahan baku yang masuk ke dalam reaktor harus dikontrol dan dijaga agar rasio reaktan tetap konstan. Hasil reaksi dalam reaktor mencapai konversi sekitar 30% terhadap metil format dengan waktu tinggal kurang lebih satu jam. Untuk menjaga kestabilan suhu selama reaksi berlangsung, reaktor dilengkapi dengan jaket pemanas sehingga proses dapat berlangsung dalam kondisi isothermal.

Keluaran reaktor R-210 kemudian dialirkan menuju reaktor kedua (R-230) dengan spesifikasi yang sama menggunakan pompa L-221 untuk direaksikan kembali. Namun sebelum masuk reaktor R-230, aliran ini dilewatkan heat exchanger E-222 untuk dipanaskan kembali sehingga aliran masuk R-230 dalam kondisi 80°C dan 3 atm. Pereaksian yang kedua ini dilakukan dalam rasio 1:5 metil format dan air dengan kondisi operasi yang sama sehingga menghasilkan produk yang mencapai konversi 60%. Reaktan dapat terkonversi lebih tinggi dan lebih cepat atas bantuan autokatalis berupa asam format dengan kemurnian rendah yang telah terproduksi sebelumnya sebagai pemberi suasana asam.

Campuran produk berupa asam format, sedikit metil format, metanol, dan air yang tersisa di reaktor R-210 dan R-230 harus dipisahkan dan dipekatkan agar memperoleh konsentrasi asam format yang diinginkan. Proses pemisahan campuran ini dilakukan melalui tiga alat yaitu kolom stripping methanol (S-310), kolom distilasi I (D-410), dan Kolom Distilasi II (D-510) yang dilengkapi dengan kondensor dan reboiler untuk mengendalikan kondisi proses dalam kolomnya.

### **2.3.3 Stripping Methanol (Reactive Distillation)**

Hasil proses dari reaktor R-230 ini dilanjutkan ke Stripping Methanol (S-310). Sebelumnya, aliran dilewatkan ke heat exchanger (E-232) dan expansion valve (EV-02) untuk menaikkan temperatur aliran sampai 96,5°C dan menurunkan tekanannya ke 1,55 atm. Aliran tersebut dilakukan penurunan tekanan (pressure reduction) untuk mengurangi terjadinya reaksi balik antara asam formiat dan metanol. Dengan tekanan yang lebih rendah, titik didih zat pun akan turun sehingga lebih mudah untuk dipisahkan. Aliran kemudian memasuki kolom Stripper (S-310) yang beroperasi pada tekanan 1,54 -1,56 dengan temperatur kolom bagian atas sekitar 69,7°C dan temperatur kolom bagian bawah sekitar 113,4°C. Pada kolom stripper ini, terjadi pemisahan metil format dan metanol dari air dan asam format berdasarkan tingkat volatilitas. Metil format dan metanol diperoleh sebagai produk atas yang akan menguap, sedangkan air dan asam formiat diperoleh sebagai produk bawah.

Uap methanol dan sisa metil format yang diperoleh akan dikondensasikan oleh kondensor (E-311) dengan media pendingin cooling water pada temperatur sekitar 37°C. Kondensat kemudian ditampung pada tangki akumulator F-312 dan dipompa menuju kolom distilasi D-410. Di sisi lain, produk bawah kolom S-310 berupa air dan asam format dialirkan ke reboiler E-314. Panas reboiler ini diambil dari steam dan hasil uap dikembalikan menuju kolom stripper, sementara cairan akan dialirkan menuju kolom distilasi II (D-510) menggunakan pompa (L-315).

### **2.3.4 Pemisahan Pada Kolom Distilasi Pertama**

Pada kolom D-410 terjadi proses pemisahan lanjutan antara metil format dan metanol yang berasal dari aliran atas kolom stripping S-310. Kolom ini dioperasikan pada tekanan berkisar antara 1,53 hingga 1,55 atm, dengan temperatur bagian atas kolom sekitar 48,6 °C dan temperatur bagian bawah mencapai kurang lebih 107,8 °C.

Fase uap hasil distilasi yang didominasi oleh metil format dikeluarkan sebagai produk atas dan dialirkan menuju kondensor E-411 dengan media pendingin berupa cooling water. Kondensat yang terbentuk kemudian ditampung di dalam tangki akumulator F-412 sebelum dipompa menuju mixer (M-220) untuk selanjutnya direcycle kembali ke reaktor R-230.

Aliran produk bawah dengan kandungan methanol yang tinggi dialirkan reboiler E-414 yang memanfaatkan low pressure steam (LPS) sebagai sumber panas untuk mendukung proses distilasi. Selanjutnya, aliran didinginkan di cooler E-416 menggunakan media cooling water

dengan bantuan pompa L-415 hingga ke tangki penyimpanan yang memiliki kondisi operasi 30°C dan tekanan 1 atm untuk mempertahankan metanol tetap dalam fase cair.

### **2.3.5 Pemisahan Pada Kolom Distilasi Kedua (Ekstraktif)**

Produk bawah hasil distilasi pertama (D-410) yang mengandung asam format dan air akan dialirkan ke kolom distilasi ekstraktif (D-510). Kolom distilasi ekstraktif berfungsi untuk memisahkan air dari campuran azeotropik asam format-air dengan bantuan pelarut yaitu sulfolane. Penambahan sulfolane digunakan untuk meningkatkan volatilitas air, dimana sulfolane bertindak sebagai agen pemisah dengan menurunkan kelarutan air dalam asam format.

Kolom distilasi ekstraktif (D-510) beroperasi pada tekanan 1,01 atm, dengan temperatur kolom atas 97°C dan temperatur kolom bagian bawah 110-120°C. Sulfolane ditambahkan pada stage 3 dengan suhu 90 °C dan tekanan 1,01 bar. Uap air yang menuju ke kolom atas distilasi akan dikondensasikan oleh kondensor (E-511) dengan media pendingin *cooling water* pada suhu 97 dan keluar sebagai distilat dengan kemurnian 99.99%. Kondensat berupa air tersebut akan dialirkan ke mixer (M-220) yang akan dikembalikan ke dalam reaktor CSTR (R-230).

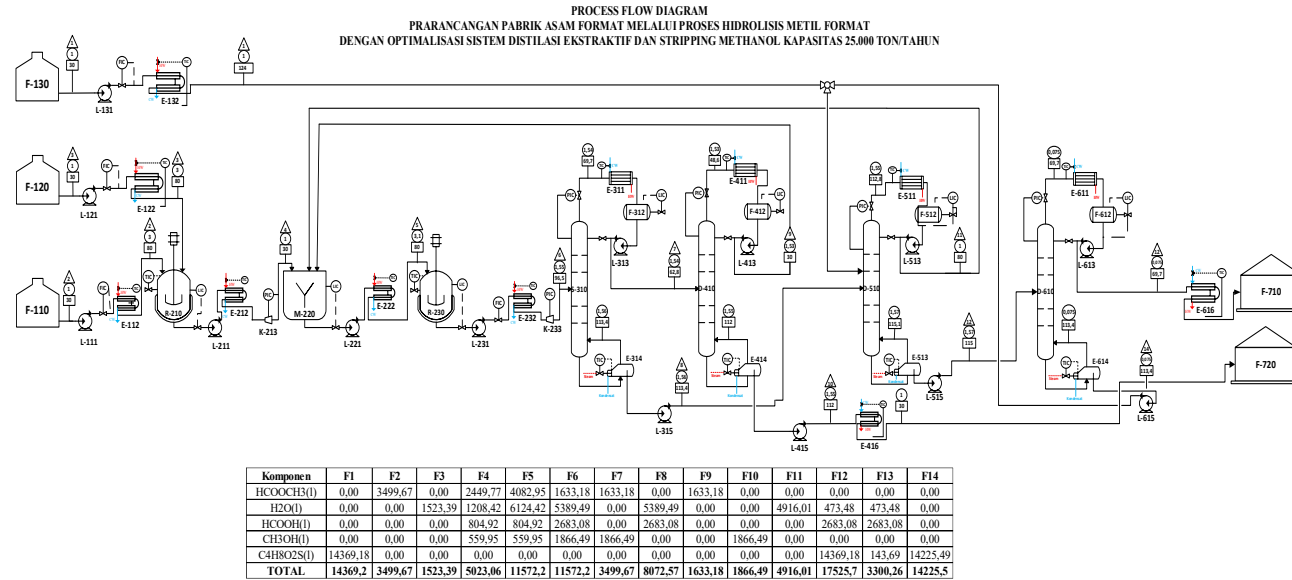
Pada bagian bawah kolom, terdapat pemanas yang menggunakan medium pressure steam (MPS) sebagai media pemanas dengan tekanan 1 atm dan 184°C. Dimana produk yang dihasilkan pada bagian bawah kolom terdiri dari asam format dan sulfolane. Campuran ini akan di alirkan ke kolom regenerasi untuk pemisahan lebih lanjut.

### **2.3.6 Pemisahan Pada Kolom Distilasi Regenerasi Ekstraktan**

Aliran bawah kolom distilasi ekstraktif (D-510) yang mengandung asam format dan sulfolane diteruskan ke kolom regenerasi pelarut (D-610). Pemisahan dilakukan pada tekanan 0,075 atm untuk menurunkan titik didih komponen serta mengurangi risiko korosi dan degradasi sulfolane. Pada kondisi ini, titik didih sulfolane turun menjadi sekitar 180–190 °C, sedangkan asam format menjadi 35–40 °C. Uap asam format kemudian dikondensasikan dalam kondensor E-611 menggunakan cooling water hingga diperoleh distilat dengan kemurnian 99%.

Sulfolane yang memiliki titik didih lebih tinggi tetap berada di bagian bawah kolom. Reboiler dengan pemanas medium pressure steam digunakan untuk menjaga suhu operasi tetap di bawah 230 °C agar sulfolane tidak mengalami degradasi. Sulfolane dengan kemurnian 99,97% selanjutnya dipompa kembali ke D-510, sedangkan asam format 99% dari bagian atas kolom didinginkan melalui E-616 hingga mencapai suhu ruang sebelum disimpan dalam tangki F-710.

## 2.4 Diagram Alir Proses



**PROGRAM STUDI S.T TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI**  
**DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**SEKOLAH VOKASI**  
**UNIVERSITAS DIPONEGORO**  
**SEMARANG 2026**

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMAT MELALUI PROSES HIDROLISIS METIL FORMAT**  
**DENGAN OPTIMALISASI SISTEM DISTILASI EKSTRAKTIF DAN STRIPPING METHANOL**  
**KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan oleh: 1. I Gusti Ngurah Satya Makti NIM 40040122650041  
 2. Amal Jobit Mangaraja Singa NIM 40040122650066

Dosen Pembimbing: Dr. Muhamad Endy Julianto, S.T., M.T.  
 NIP.197107311999031001

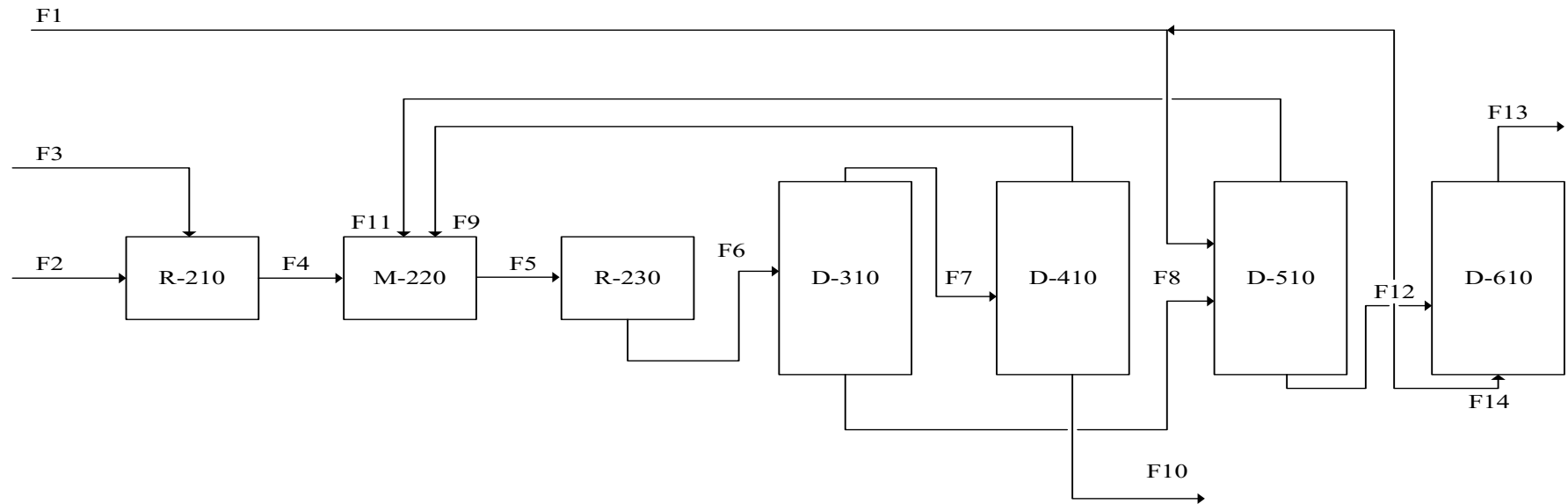
**KETERANGAN:**

F-110 : Tangki Metil Format	E-132 : Heater 3	△ : Stream
F-120 : Tangki Air	E-222 : Heater 4	○ : Pressure
F-130 : Tangki Sulfame	E-232 : Heater 5	□ : Temperature
F-710 : Tangki Asam Format	R-210 : Reaktor 1	○ (with dot) : Level Indikator
F-720 : Tangki Methanol	R-230 : Reaktor 2	○ (with line) : Flow Indikator Kontrol
L-111 : Pompa 1	M-220 : Mixer	○ (with circle) : Pressure Indikator Kontrol
L-121 : Pompa 2	K-213 : Expansion Valve 1	○ (with triangle) : Temperature Indikator Kontrol
L-131 : Pompa 3	K-223 : Expansion Valve 2	— : Sinyal Pneumatik
L-211 : Pompa 4	S-310 : Kolom Stripping Methanol	- - - : Sinyal Elektrik
L-221 : Pompa 5	D-410 : Kolom Distilasi 1	
L-231 : Pompa 6	D-500 : Kolom Distilasi 2 (Ekstraktif)	
L-313 : Pompa 7	D-410 : Kolom Distilasi 3	
L-315 : Pompa 8	E-311 : Condenser 1	
L-413 : Pompa 9	E-411 : Condenser 2	
L-415 : Pompa 10	E-511 : Condenser 3	
L-513 : Pompa 11	E-611 : Condenser 4	
L-515 : Pompa 12	F-312 : Akumulator 1	
L-613 : Pompa 13	F-412 : Akumulator 2	
L-615 : Pompa 14	F-512 : Akumulator 3	
E-212 : Cooler 1	F-513 : Akumulator 4	
E-416 : Cooler 2	E-314 : Reboiler 1	
E-616 : Cooler 3	E-414 : Reboiler 2	
E-112 : Heater 1	E-513 : Reboiler 3	
E-122 : Heater 2	E-613 : Reboiler 4	

Gambar 2. 1 Diagram Alir Proses

## 2.5 Neraca Massa

Kapasitas Asam Format : 25.000 ton/tahun  
Lama Operasi : 330 Hari  
Basis Operasi : 1 Jam



Gambar 2. 2 Neraca Massa

## 2.5 Neraca Massa

Kapasitas Asam Format	: 25.000 ton/tahun
Lama Operasi	: 330 Hari
Basis Operasi	: 1 Jam
Satuan	: kg/jam

$$\text{Kapasitas produksi} = \frac{25.000 \text{ ton} \times 1.000 \text{ kg} \times 1 \text{ tahun} \times 1 \text{ hari}}{1 \text{ tahun} \times 1 \text{ ton} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$$

	= 3156,566 kg/jam
Kemurnian produk	= 85 %
HCOOH	= 2683,081 kg/jam
H <sub>2</sub> O	= 473,385 kg/jam

### Kebutuhan Bahan Baku

HCOOCH <sub>3</sub> (l)	+	H <sub>2</sub> O(l)	→	HCOOH(l)	+	CH <sub>3</sub> OH(l)
60		18		46		32
3499,671	kg/jam	1049,901	kg/jam	2683,081	kg/jam	1866,491
		473,485	kg/jam	473,485	kg/jam	
		1523,386	kg/jam	3156,566	kg/jam	

### 2.5.1 Neraca Massa Reaktor (R-210)

Tabel 2. 3 Neraca Massa Reaktor (R-210)

Komponen	INPUT		OUTPUT
	F2	F3	F4
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	3499,671		2449,769
H <sub>2</sub> O(l)		1523,386	1208,416
HCOOH(l)			804,924
CH <sub>3</sub> OH(l)			559,947
TOTAL	5023,057		5023,057

### 2.5.2 Neraca Massa Total Mixer

Tabel 2. 4 Neraca Massa Total Mixer

Komponen	INPUT			OUTPUT
	F4	F9	F11	F5
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	2449,769	1633,180	0,000	4082,949
H <sub>2</sub> O(l)	1208,416	0,000	4916,008	6124,424
HCOOH(l)	804,924	0,000	0,000	804,924
CH <sub>3</sub> OH(l)	559,947	0,000	0,000	559,947
TOTAL	11572,244			11572,244

### 2.5.3 Neraca Massa Total Reaktor II

Tabel 2. 5 Neraca Massa Total Reaktor II

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	F5		F6	
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	4082,949		1633,180	
H <sub>2</sub> O(l)	6124,424		5389,493	
HCOOH(l)	804,924		2683,081	
CH <sub>3</sub> OH(l)	559,947		1866,491	
TOTAL	11572,244		11572,244	

### 2.5.4 Neraca Massa Total Stripper

Tabel 2. 6 Neraca Massa Total Stripper

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	F6	F7	F7	F8
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	1633,180	1633,180		0,000
H <sub>2</sub> O(l)	5389,493	0,000		5389,493
HCOOH(l)	2683,081	0,000		2683,081
CH <sub>3</sub> OH(l)	1866,491	1866,491		0,000
TOTAL	11572,244	11572,244		

### 2.5.5 Neraca Massa Total Distilasi I

Tabel 2. 7 Neraca Massa Total Distilasi I

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	F7	F9	F9	F10
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	1633,180	1633,180		0,000
CH <sub>3</sub> OH(l)	1866,491	0,000		1866,491
TOTAL	3499,671	3499,671		

### 2.5.6 Neraca Massa Total Distilasi II (Extractive Distillation)

Tabel 2. 8 Neraca Massa Total Distilasi II

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	F1	F8	F11	F12
HCOOH(l)	2683,081		0,000	2683,081
H <sub>2</sub> O(l)	5389,493		4916,008	473,485
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S(l)		14369,181	0,000	14369,181
TOTAL	22441,755		22441,755	

### 2.5.7 Neraca Massa Recycle Sulfo

Tabel 2. 9 Neraca Massa Recycle Sulfo

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	F12	F13	F13	F14
HCOOH(l)	2683,081	2683,081		0,000
H <sub>2</sub> O(l)	473,485	473,485		0,000
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S (l)	14369,181	0		14369,181
TOTAL	17525,747	17525,747		

## 2.5.8 Neraca Massa Overall

Tabel 2. 10 Neraca Massa Overall

Komponen	Massa (kg)	
	Input	Output
<b>Reaktor I (R-210)</b>		
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	3499,671	
H <sub>2</sub> O(l)	1523,386	
<b>Distilasi II (D-410)</b>		
HCOOCH <sub>3</sub> (l)		
H <sub>2</sub> O(l)		
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S (l)		
CH <sub>3</sub> OH(l)		1866,491
<b>Distilasi II (D-510) - Distilasi Ekstraktif</b>		
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S (l)		
<b>Kolom Recycle Sulfo</b>		
H <sub>2</sub> O(l)		473,485
HCOOH (l)		2683,081
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S (l)		
<b>TOTAL</b>	<b>5166,748</b>	<b>5166,748</b>

## 2.6 Neraca Massa

### 2.6.1. Neraca Panas HE (E-112)

Tabel 2. 11 Neraca Panas HE (E-112)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	7,996.10	96,116.01
Q pemanas	88,119.91	
<b>TOTAL</b>	<b>96,116.01</b>	<b>96,116.01</b>

### 2.6.2. Neraca Panas HE (E-122)

Tabel 2. 12 Neraca Panas HE (E-122)

Komponen	Q masuk	Q keluar
H <sub>2</sub> O(l)	7,630.08	83,631.14
Q pemanas	76,001.07	
<b>TOTAL</b>	<b>83,631.14</b>	<b>83,631.14</b>

### 2.6.3. Neraca Panas Reaktor (R-210)

Tabel 2. 13 Neraca Panas Reaktor (R-210)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	96,116.01	67,281.21
H <sub>2</sub> O(l)	83,631.14	66,339.84
HCOOH(l)		24,037.64
CH <sub>3</sub> OH(l)		19,721.77
Q reaksi	-76,699.83	
Q pemanas	74,333.13	
<b>TOTAL</b>	<b>177,380.45</b>	<b>177,380.45</b>

#### 2.6.4 Neraca Panas Cooler I (E-212)

Tabel 2. 14 Neraca Panas Cooler I (E-212)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	67,281.21	5,597.27
H <sub>2</sub> O(l)	66,339.84	6,052.51
HCOOH(l)	24,037.64	2,069.54
CH <sub>3</sub> OH(l)	19,721.77	1,680.43
Q pendingin		161,980.71
TOTAL	177,380.45	177,380.45

#### 2.6.5 Neraca Panas Mixer (M-220)

Tabel 2. 15 Neraca Panas Mixer (M-220)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	9,328.78	64,669.18
H <sub>2</sub> O(l)	275,932.46	202,096.32
HCOOH(l)	2,069.54	14,123.82
CH <sub>3</sub> OH(l)	1,680.43	11,505.36
Q terserap	3,383.47	
TOTAL	292,394.68	292,394.68

#### 2.6.6 Neraca Panas Heat Exchanger III (E-222)

Tabel 2. 16 Neraca Panas Heat Exchanger III (E-222)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	64,669.18	112,135.34
H <sub>2</sub> O(l)	202,096.32	336,219.79
HCOOH(l)	14,123.82	24,037.64
CH <sub>3</sub> OH(l)	11,505.36	19,721.77
Q pemanas	199,719.86	
TOTAL	492,114.54	492,114.54

#### 2.6.7 Neraca Panas Reaktor II (R-230)

Tabel 2. 17 Neraca Panas Reaktor II (R-230)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	112,135.34	44,854.14
H <sub>2</sub> O(l)	336,219.79	295,873.42
HCOOH(l)	24,037.64	80,125.47
CH <sub>3</sub> OH(l)	19,721.77	65,739.22
Q reaksi	-178,966.27	
Q pemanas	173,443.98	
TOTAL	486,592.25	486,592.25

### 2.6.8. Neraca Panas HE IV (E-232)

Tabel 2. 18 Neraca Panas HE IV (E-232)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	44,854.14	60,400.12
H <sub>2</sub> O(l)	295,873.42	385,781.38
HCOOH(l)	80,125.47	106,053.02
CH <sub>3</sub> OH(l)	65,739.22	87,669.10
Q pemanas	153,311.37	
TOTAL	639,903.62	639,903.62

### 2.6.9. Neraca Stripping Methanol (S-310)

Tabel 2. 19 Neraca Stripping Methanol (S-310)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	60,400.12	29,798.32
H <sub>2</sub> O(l)	385,781.38	480,485.96
HCOOH(l)	106,053.02	133,959.41
CH <sub>3</sub> OH(l)	87,669.10	44,075.78
Q kondensor		1,523,950.36
Q reboiler	1,572,366.22	
TOTAL	2,212,269.84	2,212,269.84

### 2.6.10. Neraca Panas Distilasi (D-410)

Tabel 2. 20 Neraca Panas Distilasi (D-410)

Komponen	Q masuk	Q keluar	
		Q 14	Q 15
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	29,970.05	14,456.85	0
CH <sub>3</sub> OH(l)	44,325.24	0.00	92,900.36
Q kondensor		383,966.63	0
Q reboiler	417,028.54		0
TOTAL	491,323.83	491,323.83	

### 2.6.11. Neraca Panas Distilasi II (Ekstraktif) (D-510)

Tabel 2. 21 Neraca Panas Distilasi (D-510)

Komponen	Q masuk	Q keluar	
		Distilat	Bottom
H <sub>2</sub> O(l)	531,798.17	450,081.78	617,466.09
HCOOH(l)	149,309.07	1,378.17	1,935.29
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S	505,414.96	4,678.16	6,423.52
Q kondensor			2,317,017.85
Q reboiler	2,212,458.66		
TOTAL	3,398,980.85	3,398,980.85	

## 2.6.12 Neraca Panas Recycle SULFOLANE (D-610)

Tabel 2. 22 Neraca Panas Recycle SULFOLANE (D-610)

Komponen	Q masuk	Q keluar	
		Distilat	Bottom
H <sub>2</sub> O(l)	13,551.17	4345.23	2314.55
HCOOH(l)	40,628.19	12714.16	701.55
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S	141,541.81	449.00	746,624.88
Q kondensor	-	-	623,814.65
Q reboiler	1,195,242.85	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>1,390,964.02</b>	<b>1,390,964.02</b>	

## NERACA PANAS OVERALL

Komponen	Q masuk	Q keluar
<b>HE (E-112)</b>		
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	7996,100305	96116,01
Q pemanas	88119,90944	
<b>HE (E-122)</b>		
H <sub>2</sub> O(l)	7630,075346	83631,141
Q pemanas	76001,06599	
<b>Reaktor (R-210)</b>		
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	96116,00974	67281,207
H <sub>2</sub> O(l)	83631,14133	66339,838
HCOOH(l)		24037,642
CH <sub>3</sub> OH(l)		19721,767
Q reaksi	-76699,83119	
Q pemanas	74333,13355	
<b>Cooler I (E-212)</b>		
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	67281,20682	5597,2702
H <sub>2</sub> O(l)	66339,83779	6052,5057
HCOOH(l)	24037,64203	2069,5378
CH <sub>3</sub> OH(l)	19721,7668	1680,4327
Q pendingin		161980,71
<b>Mixer (M-220)</b>		
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	9328,783689	64669,179
H <sub>2</sub> O(l)	275932,4591	202096,32
HCOOH(l)	2069,537806	14123,823
CH <sub>3</sub> OH(l)	1680,432675	11505,363
Q terserap	3383,467477	
<b>Heat Exchanger III (E-222)</b>		
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	64669,1794	112135,34
H <sub>2</sub> O(l)	202096,3157	336219,79
HCOOH(l)	14123,82273	24037,642
CH <sub>3</sub> OH(l)	11505,3629	19721,767
Q pemanas	199719,864	

Komponen	Q masuk	Q keluar	
<b>Reaktor II (R-230)</b>			
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	112135,3447	44854,138	
H <sub>2</sub> O(l)	336219,7912	295873,42	
HCOOH(l)	24037,64203	80125,473	
CH <sub>3</sub> OH(l)	19721,7668	65739,223	
Q reaksi	-178966,2728		
Q pemanas	173443,9783		
<b>Heat Exchanger IV (E-232)</b>			
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	44854,13788	60400,118	
H <sub>2</sub> O(l)	295873,4162	385781,38	
HCOOH(l)	80125,47343	106053,02	
CH <sub>3</sub> OH(l)	65739,22267	87669,1	
Q pemanas	153311,371		
<b>Stripping Methanol (S-310)</b>			
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	60400,1184	29798,321	
H <sub>2</sub> O(l)	385781,3817	480485,96	
HCOOH(l)	106053,0212	133959,41	
CH <sub>3</sub> OH(l)	87669,09989	44075,784	
Q kondensor		1523950,4	
Q reboiler	1572366,215		
<b>Destilasi I (D-410)</b>			
HCOOCH <sub>3</sub> (l)	29970,04627	14456,846	0
CH <sub>3</sub> OH(l)	44325,2385	0	92900,36
Q kondensor		383966,63	0
Q reboiler	417028,5447		0
<b>Cooler II (E-416)</b>			
CH <sub>3</sub> OH(l)	110838,4807	5601,4422	
Q pendingin		105237,04	
<b>Heat Exchanger I (E-132)</b>			
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S	48350,85589	1028922,7	
Q pemanas	980571,8454		
<b>Distilasi II (D-510)</b>			
H <sub>2</sub> O(l)	531798,1664	450081,78	617466,1
HCOOH(l)	149309,0733	1378,1731	1935,291
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S	505414,9598	4678,1575	6423,516
Q kondensor			2317018
Q reboiler	2212458,655		
<b>Recycle SULFO</b>			
H <sub>2</sub> O(l)	13551,16891	4345,2276	2314,553
HCOOH(l)	40628,18668	12714,164	701,5537
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> S	141541,8124	448,99982	746624,9
Q kondensor	-	-	623814,6
Q reboiler	1195242,855	-	-
<b>Total</b>	<b>11078812,88</b>	<b>11078812,88</b>	

## **2.7 Tata Letak dan Pemetaan Pabrik**

Tata letak dan pemetaan pabrik merupakan salah satu aspek krusial dalam tahap prarancangan pabrik. Perancangan tata letak yang efisien berperan penting dalam meningkatkan produktivitas, menekan biaya operasional, serta menjamin kelancaran proses produksi. Dalam perencanaannya, berbagai faktor perlu dipertimbangkan, seperti aliran material, aspek keselamatan kerja, efisiensi penggunaan energi, hingga kenyamanan tenaga kerja. Pemetaan tata letak pabrik mencakup dua komponen utama, yaitu layout pabrik dan layout peralatan proses.

### **2.7.1 Lay Out Pabrik**

Layout pabrik berkaitan dengan pengaturan keseluruhan bangunan serta pembagian area atau zona di dalam pabrik, sedangkan layout peralatan proses menitik beratkan pada penempatan mesin dan peralatan produksi di area operasional. Penempatan fasilitas yang optimal, termasuk peralatan proses dan bangunan pendukung seperti kantor, laboratorium, bengkel, tempat ibadah, poliklinik, toilet, kantin, fasilitas keselamatan kebakaran, pos keamanan, dan lain-lain, harus memperhatikan prosedur keamanan dan kenyamanan untuk mengoptimalkan produktivitas dan keselamatan kerja. Untuk mencapai kondisi optimal terdaypat beberapa aspek yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik, antara lain:

a) Kemudahan operasi dan produksi

Tata letak pabrik harus mendukung kelancaran proses produksi serta mempermudah pemeliharaan peralatan dan pengawasan hasil produksi.

b) Perencanaan ekspansi

Perluasan pabrik harus direncanakan sejak awal untuk menghindari kendala keterbatasan ruang di masa depan.

c) Keamanan dan Keselamatan

Keselamatan harus menjadi prioritas utama dalam desain tata letak. Penyimpanan bahan baku dan produk berbahaya juga perlu di lokasi khusus yang mudah dikontrol untuk meminimalisir risiko. Oleh karena itu perlu disediakan peralatan keselamatan seperti hydrant, penampungan air yang memadai, alat penahan ledakan, serta sensor gas beracun.

d) Sistem konstruksi

Pabrik dirancang dengan sistem konstruksi terbuka (outdoor) untuk mengurangi biaya pembangunan serta menyesuaikan dengan kondisi iklim Indonesia yang memungkinkan penggunaan konstruksi terbuka.

e) Efisiensi lahan

Efisiensi lahan dilakukan karena keterbatasan lahan dengan memanfaatkan ruang harus diatur secara efisien agar dapat menampung seluruh fasilitas yang dibutuhkan.

f) Pengelolaan Limbah

Sistem pengolahan limbah harus dirancang dengan baik agar tidak mencemari lingkungan atau mengganggu operasional pabrik.

g) Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi utilitas seperti gas, steam, dan listrik harus dirancang secara optimal untuk mendukung kelancaran produksi serta perawatan peralatan.

Secara umum, pabrik dibagi menjadi beberapa area utama, yaitu:

1) Zona Administrasi, Laboratorium dan Fasilitas Pendukung

- Administrasi yang mengatur kelancaran operasional dan keuangan,
- Laboratorium untuk kontrol kualitas bahan baku dan produk
- Fasilitas pendukung untuk karyawan seperti poliklinik, kantin, aula, tempat parkir, pos keamanan, dan tempat ibadah.

2) Zona Proses dan Ruang Kontrol

Zona proses yang berlokasi di pusat pabrik dan jauh dari gangguan, merupakan tempat berlangsungnya proses produksi dengan penempatan alat-alat proses dan pengendali yang terstruktur untuk memudahkan aliran bahan baku, pengawasan, dan pemeliharaan. Zona ini berjarak minimal 15 meter dari bangunan lain. Sementara itu, ruang kontrol berfungsi sebagai pusat kendali untuk memantau dan memastikan kelancaran proses produksi, termasuk parameter seperti tekanan dan temperatur.

3) Zona Pemeliharaan

Zona ini didedikasikan untuk menyimpan suku cadang dan melakukan perbaikan, pemeliharaan, serta perawatan seluruh peralatan yang digunakan dalam proses produksi.

4) Zona Utilitas

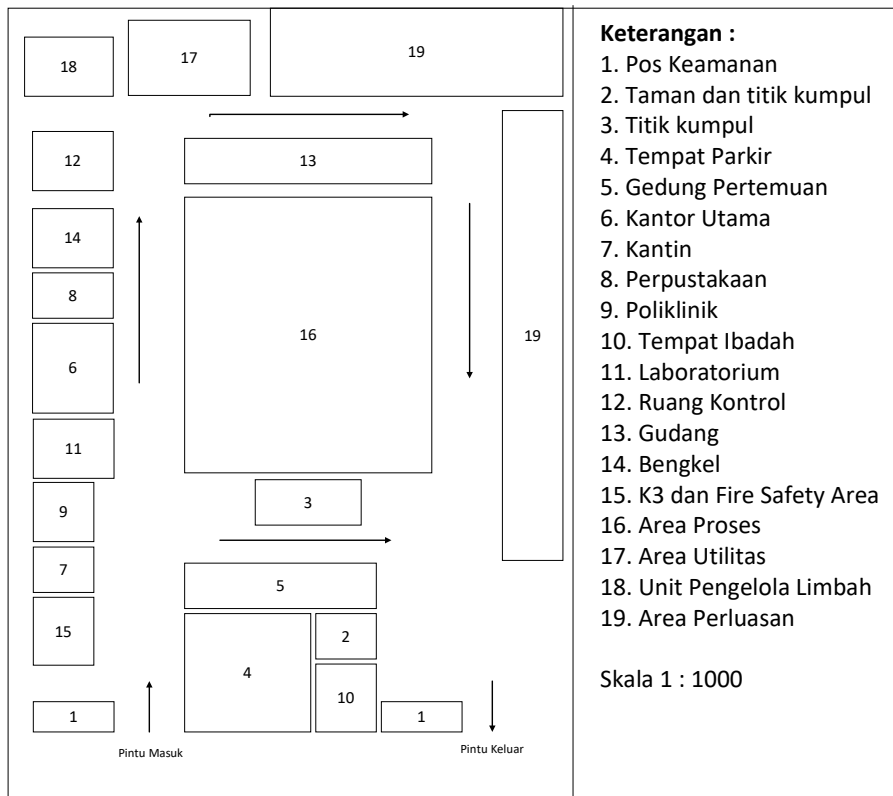
Berdekatan dengan zona proses namun tetap menjaga jarak aman sekitar 15 meter, zona ini menyediakan utilitas penting untuk produksi seperti air, uap, dan listrik. Penempatan yang dekat bertujuan untuk efisiensi sistem pemipaan dan keamanan.

5) Zona Pengolahan Limbah

Zona ini dirancang khusus untuk mengolah dan membuang limbah yang dihasilkan selama proses produksi.

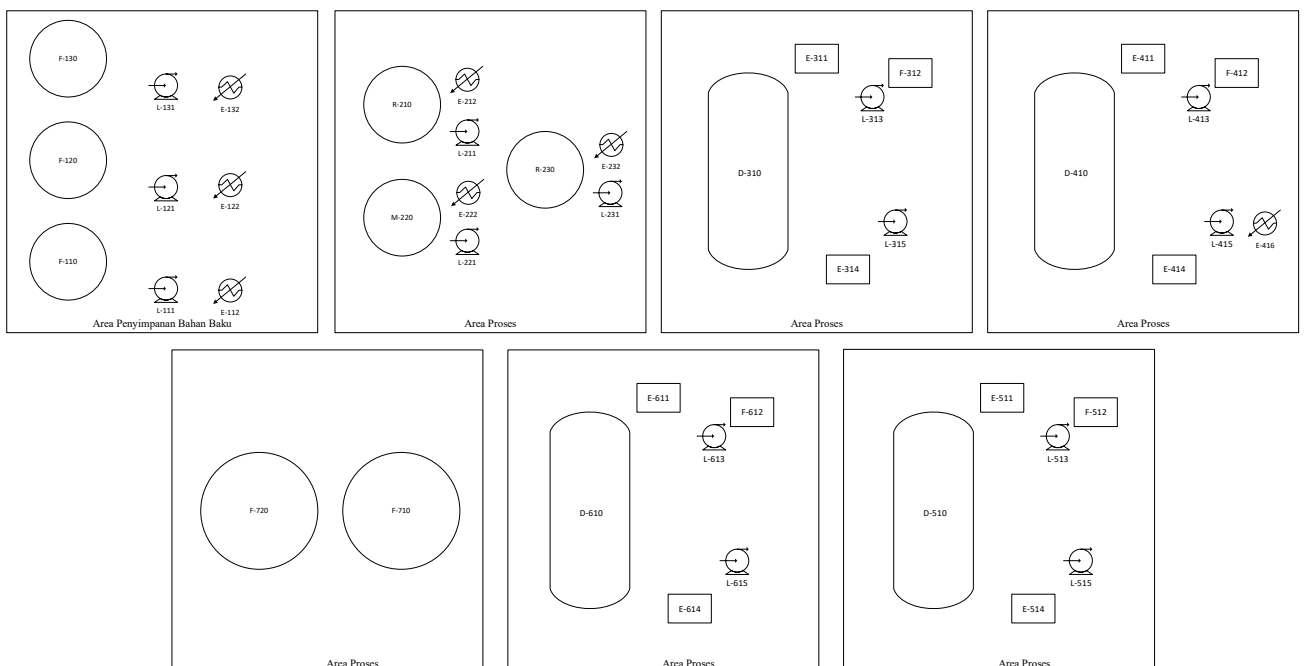
Tabel 2. 23 Luas Bagian-Bagian Pabrik

No	Bangunan	Lebar (m)	Panjang (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	5	4	20 x 2 = 40
2	Taman	10	15	150
3	Titik Kumpul	9	15	135
4	Tempat Parkir	25	25	625
5	Gedung Pertemuan	10	20	200
6	Kantor Utama	18	15	270
7	Kantin	10	15	150
8	Perpustakaan	10	10	100
9	Poliklinik	15	10	150
10	Tempat Ibadah	20	10	200
11	Laboratorium	12	15	180
12	Ruang Kontrol	10	15	150
13	Gudang	10	80	800
14	Bengkel	15	15	225
15	K3 dan Fire Safety Area	25	15	375
16	Area Proses	90	80	7200
17	Area Utilitas	40	40	1600
18	Unit Pengelola Limbah	20	30	600
19	Area Perluasan	30	65	1950
<b>TOTAL</b>				<b>15100</b>



Gambar 2. 3 Layout Pabrik Asam Formiat

### 2.7.2. Lay Out Peralatan Proses



Gambar 2. 4 Layout Alat Proses

Efisiensi dalam perancangan tata letak peralatan pabrik memiliki peranan yang sangat penting untuk menjamin kelancaran proses produksi, menjaga keselamatan tenaga kerja, serta mengoptimalkan biaya operasional. Oleh karena itu, terdapat beberapa faktor utama yang harus dipertimbangkan dalam proses perancangannya, yaitu sebagai berikut:

**a. Alur bahan baku dan produk yang optimal**

Perencanaan yang tepat terhadap aliran bahan baku maupun produk mampu meningkatkan efisiensi proses produksi sekaligus meminimalkan pemborosan waktu dan biaya. Di samping itu, pengaturan alur yang terstruktur dan optimal turut mendukung terciptanya lingkungan kerja yang lebih aman, rapi, dan tertata dengan baik.

**b. Sirkulasi udara yang lancar**

Sistem ventilasi yang memadai memiliki peran penting dalam menjaga mutu udara serta mencegah penumpukan gas berbahaya di area kerja. Selain itu, arah angin yang dominan juga perlu diperhitungkan agar sirkulasi udara dapat tersebar secara merata dan risiko terjadinya pencemaran udara di lingkungan kerja dapat diminimalkan.

**c. Pencahayaan yang cukup**

Pabrik harus memiliki pencahayaan yang memadai, terutama di area kerja yang memiliki risiko tinggi. Pencahayaan yang baik tidak hanya meningkatkan visibilitas pekerja, tetapi juga mengurangi potensi kecelakaan akibat kurangnya penerangan.

**d. Aksesibilitas dan keamanan pekerja**

Tata letak pabrik harus memungkinkan pekerja untuk bergerak dengan cepat dan aman di sekitar peralatan, terutama dalam kondisi darurat. Jalur evakuasi dan akses terhadap alat keselamatan harus selalu tersedia dan tidak terhalang oleh peralatan atau material produksi.

**e. Kemudahan akses bagi alat berat**

Ruang yang cukup harus disediakan untuk memudahkan alat berat seperti forklift atau crane dalam menjangkau peralatan proses. Hal ini penting untuk efisiensi operasional, pemeliharaan peralatan, dan penanganan gangguan yang mungkin terjadi.

**f. Keamanan yang terjamin**

Penempatan peralatan harus dilakukan dengan mempertimbangkan aspek keselamatan kerja. Jika terjadi keadaan darurat seperti kebakaran, akses kendaraan pemadam kebakaran harus tersedia tanpa hambatan. Selain itu, tata letak proses harus dirancang untuk :

- Menjamin kelancaran proses produksi;
- Memaksimalkan penggunaan luas lantai;
- Meminimalkan biaya material handling dan pengeluaran modal yang tidak perlu;
- Menghindari penggunaan alat angkut mahal dengan menciptakan alur produksi yang lancar;
- Meningkatkan kepuasan kerja karyawan.

**g. Ruang yang memadai untuk perawatan**

Mesin dan peralatan produksi membutuhkan ruang yang cukup untuk perawatan rutin dan perbaikan. Misalnya, heat exchanger memerlukan akses yang cukup luas untuk membersihkan tube secara optimal.

**h. Fleksibilitas untuk pengembangan di masa depan**

Pabrik harus dirancang agar dapat menyesuaikan dengan perkembangan di masa mendatang. Ruang tambahan untuk ekspansi unit produksi harus dipertimbangkan sejak awal perancangan tata letak.

**i. Efisiensi dalam Aspek Ekonomi**

Penempatan peralatan harus mempertimbangkan penghematan biaya, baik dalam tahap konstruksi maupun operasional. Ini dapat dilakukan dengan meminimalkan panjang pipa, mengurangi kebutuhan material tambahan, dan mengoptimalkan distribusi peralatan.

**j. Jarak Aman Antar Peralatan**

Peralatan yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi harus ditempatkan pada jarak aman dari mesin lain untuk mengurangi risiko jika terjadi insiden, seperti kebakaran atau ledakan. Dengan demikian, keamanan operasional dapat lebih terjamin.