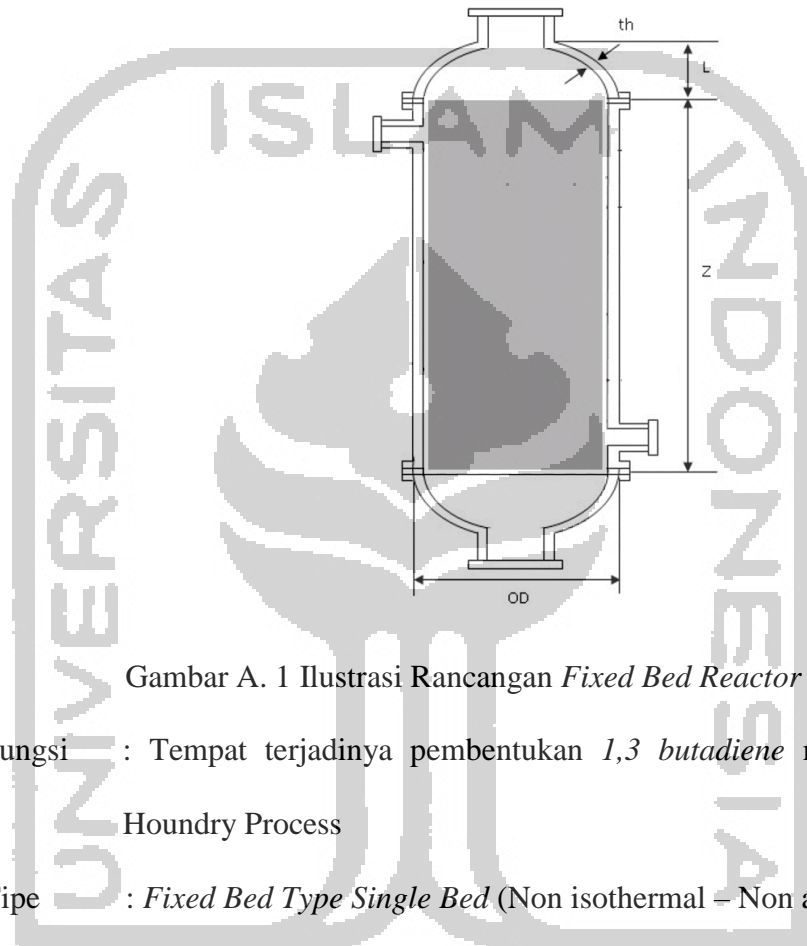


## LAMPIRAN

### REAKTOR



Gambar A. 1 Ilustrasi Rancangan *Fixed Bed Reactor*

Fungsi : Tempat terjadinya pembentukan *1,3 butadiene* melalui reaksi

Houdry Process

Tipe : *Fixed Bed Type Single Bed* (Non isothermal – Non adiabatis)

Operasi : Kontinyu

Kondisi Operasi

Temperatur, T = 627 °C

Tekanan, P = 15 atm

Konversi  $C_4H_{10}$  = 90 %

Laju alir massa, W = 21.037,3 kg/jam

$$\text{BM rata-rata} = 58 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

### Asumsi dalam Perancangan Reaktor

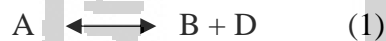
Perhitungan pada reaktor menggunakan model plug flow yang melewati tumpukan katalis. Asumsi-asumsi yang digunakan antara lain :

1. Kondisi steady state
2. Tidak ada gradien komposisi, tekanan, dan suhu di arah radial.
3. Partikel katalis dianggap seragam sepanjang pipa
4. Kapasitas panas gas dianggap sama di setiap posisi

### Reaksi



Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah



### Data Katalis

Nama katalis = *Alumina Chormina*

Porositas katalis,  $\phi = 0,8$

Diameter katalis,  $d_p = 0,16 \text{ cm}$

Densitas katalis,  $\rho_k = 889 \text{ kg/m}^3$

Kontrol reaksi yaitu pada reaksi 1. Adapun data kinetika reaksi untuk reaksi (1)

yaitu

$$k = 3,46 \times 10^4 \exp\left(-\frac{10900}{T}\right) \frac{\text{kmol}}{\text{kg katalis.jam.MPa}}$$

$$K_p = 4,74 \times 10^9 \exp\left(-\frac{19044}{T}\right) \text{ MPa}$$

$$(-r_A') = k\left(P_A - \frac{P_B P_D}{K_p}\right)$$

$$P_{\text{total}} = 15 \text{ atm} = 1,52 \text{ MPa}$$

Tabel stoikiometri untuk masing-masing reaksi

	A	B	D
<i>Mula</i>	FA0	0	0
<i>Reaksi</i>	FA0.x	FA0.x	FA0.x
<i>Sisa</i>	FA0.(1-x)	FA0.x	FA0.x

	B	C	D
<i>Mula</i>	FA0.x	0	FA0.x
<i>Reaksi</i>	0,95.FA0.x	0,95.FA0.x	0,95.FA0.x
<i>Sisa</i>	0,05.FA0.x	0,95.FA0.x	1,95.FA0.x

$$F_{total} = F_A + F_B + F_C + F_D$$

$$F_{total} = F_{A0}(1 + 1,95.x)$$

### Neraca Massa di Reaktor (*steady state*)

#### Neraca Massa A pada elemen volume

*input - output - reaksi = akumulasi*

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - r_1 (S \Delta z \rho_B) = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta z} = -r_A S \rho_B$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -r_A S \rho_B$$

$$F_{A0} \frac{dx}{dz} = -r_A \frac{\pi}{4} D^2 \rho_B$$

#### Neraca Energi di Reaktor (*steady state*) pada elemen volume

*input - output - panas diambil - panas reaksi = akumulasi*

$$\sum F_i c p_i (T - T_{ref})|_z - \sum F_i c p_i (T - T_{ref})|_{z+\Delta z} - Q \Delta z - \Delta H_r r_A \Delta z \cdot \rho_B = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{\sum F_i c p_i (T - T_{ref})|_{z+\Delta z} - \sum F_i c p_i (T - T_{ref})|_z}{\Delta z} = -Q - \Delta H_r r_A \cdot \rho_B$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-Q - \Delta H_r r_A \rho_B}{\sum F_i c p_i}$$

$$Q = U \pi D (T_s - T)$$

```

function TA_Fixed_Bed_Reactor_2

global T0 PT dHr Cp FIO FA0 U D rho Ts

%data
T0=627+273.15; %Kelvin
PT=1.52; %MPa
dHr=12800; %J/mol
Cp=2.2; %kJ/kg/K
FIO=17.27; %kmol/hr
FA0=345.44; %kmol/hr
rho=889; %kg/m3
D=1.5; %m
Ts=700+273.15; %Kelvin
U=32000; %J/K/jam/m2

zspan=linspace(0,5,51);

[z y]=ode15s(@odefun,zspan,[0 T0]);
z=z; %Tinggi Catalyst Bed
x=y(:,1); %Konversi
TK=y(:,2); %suhu dalam Kelvin
TC=TK-273.15.*ones(length(zspan),1); %suhu dalam
Celcius
Tinggi_Konversi_Temperatur=[z x TC]

```

```
figure(1)
plot(z,x)
title('Konversi Sepanjang Reaktor')
xlabel('z, m')
ylabel('X, -')
grid on
```

```
figure(2)
plot(z,TC)
title('Suhu Gas di Dalam Reaktor')
xlabel('z, m')
ylabel('T, C')
grid on
end
```

```
function dydz=odefun(w,y)
```

```
global T0 PT dHr Cp FIO FA0 U D rho Ts
```

```
x=y(1);
```

```
T=y(2);
```

```

FI=FI0;

FA=FA0.*(1-x);

FB=0.05*FA0.*x;

FC=0.95*FA0.*x;

FD=1.95*FA0.*x;

FT=FI+FA+FB+FC+FD;

sigmaFiCpi=(FI0*58+FA0*58).*Cp %Mr E = 58; Mr A = 58

PA=FA./FT.*PT;

PB=FB./FT.*PT;

PD=FD./FT.*PT;

k=3.46*10^4*exp(-10900./T); %kmol/kg

katalis/jam/MPa

K=4.74*10^9*exp(-19044./T); %MPa T in Kelvin

dQdz=U.*pi().*D.*(Ts-T);

rA=-k.*(PA-1./K.*PB.*PD);

dxdz=-rA./FA0.*rho.*pi()./4.*D.*D;

dTdz=(-dHr*(-

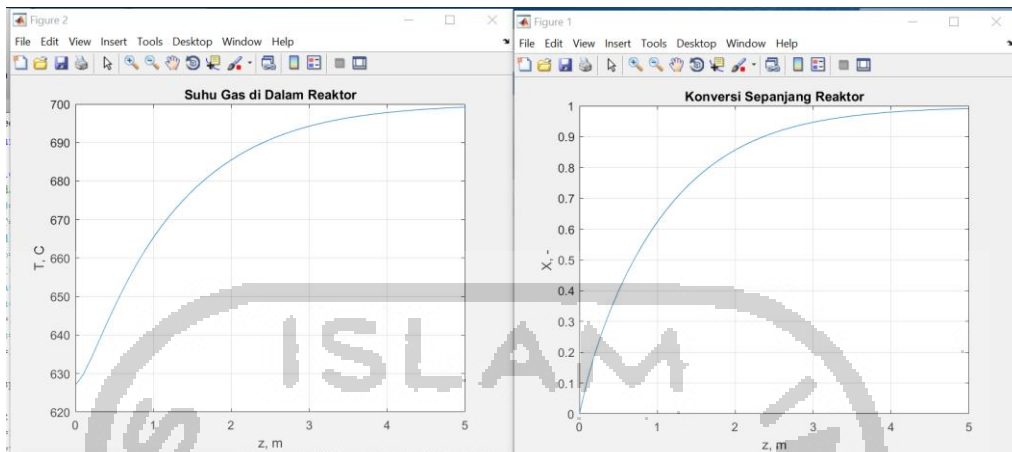
rA).*rho.*pi()+dQdz)./4.*D.*D./sigmaFiCpi;

dydz=[dxdz

dTdz];

end

```



### Perhitungan Kebutuhan Katalis

Diameter reaktor : 1,5 m  
 Tinggi bed katalis : 3,1 m  
 Porositas : 0,8  
 Tinggi reaktor : 3,875 m  
 V reaktor : 5,48  
 Kebutuhan katalis : 4872 kg

### Perhitungan Kebutuhan Steam

Umpan

Massa : 21.037,3 kg/jam

Cp : 4,495 J/kg/K

Tin : 627oC

Tin steam : 700oC

Tout : 695oC

Tout steam : 650oC

Qfluida : 6.430.238 J/Jam

Hsteam : 3928kJ/kg

Coeficient heat transfer : 320000 Joule/m<sup>2</sup>/K    Massa steam : 1,637 kg/jam



### Dimensi Dalam Reaktor (Berisi Katalis)

Pin	: 15 atm
Tin	: 627°C
R	: 0,75 m
Tebal reaktor	: ID reaktor = 1,5 m OD reaktor = 60,805 in
P	: 11400 mmHg = 220,5 psia
Popt	: 242,55 psia
E	: 13250 psia
f	: 0,85
CA	: 0,1575 in
ts	: 0,8750 in

### Perhitungan Jacket Reaktor

Jaket reaktor digunakan untuk memasukkan fluida pemanas (superheated) pada kondisi 10kPa dengan suhu 700°C. Steam digunakan untuk menjaga konversi agar mencapai konversi 90% karena reaksi didalam reaktor merupakan reaksi endotermis, sehingga membutuhkan pemanas. Diasumsikan suhu keluar steam sama dengan suhu keluar fluida didalam reaktor.

Total kebutuhan steam	: 1.637 kg/jam
V steam	: 44,911 m <sup>3</sup> /kg
Densitas steam	: 0,022 kg/m <sup>3</sup>
Volumetric of steam	: 73,520 m <sup>3</sup> /jam

Tinggi jaket : 3,1 m  
 D reaktor : 1,5 m  
 D jaket : 5,70 m

**Dimensi Luar Reaktor**

Pin : 0,0987 atm  
 Tin : 700oC  
 D luar : 5,70 m = 224 in  
 R : 2,85 m = 112 in

$$t_n = \frac{P D}{2 f E - 0,2 P} + CA$$

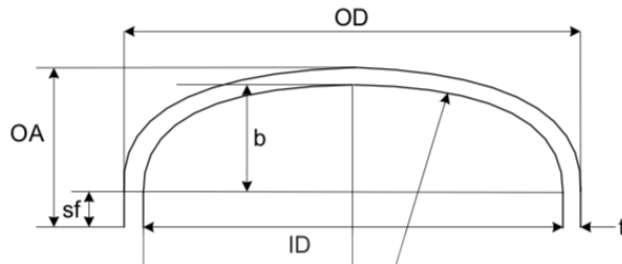
*Tinggi head = b + sf + th*

- **Perhitungan Tebal Head**

E : 16679,4 lb/in<sup>2</sup>  
 f : 1  
 CA : 0,1575  
 th : 0,75 in

- **Perhitungan Tinggi Head**

a : 112 in  
 a/b : 2  
 b : 56,08 in  
 sf : 4 in  
 Tinggi head : 60,83 in  
 1,55 m



dengan

$t$  = tebal head, in

$sf$  = straight flange, in

$r$  = jari-jari dish, in

$OD$  = diameter luar head, in

$OA$  = tinggi head, in

$ID$  = diameter dalam head, in

$a$  = jari-jari head, in

### Perlengkapan Reaktor

Man hole berfungsi sebagai jalan masuk orang ke dalam reaktor, umumnya digunakan untuk membersihkan bagian reaktor. Man hole terletak pada bagian atas menara dekat lubang pemasukan gas. Dipilih man hole dengan diameter 24 in. Dimensi flange mengikuti standar API 12C.

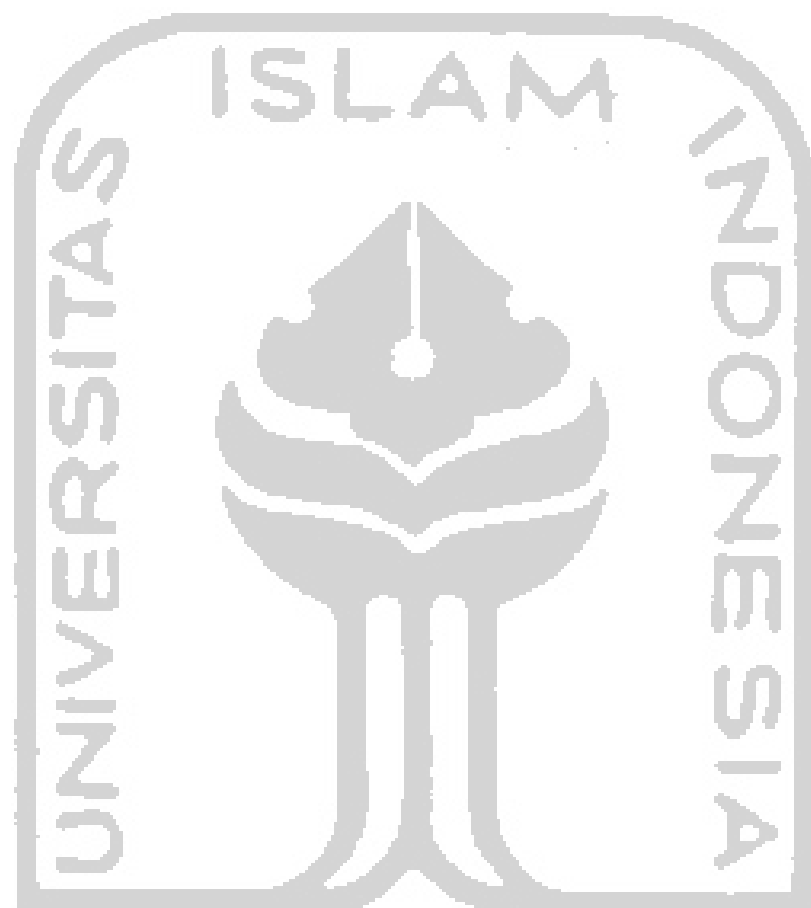
Spesifikasi man hole yang digunakan adalah (Brownel dan young, 1979)

Ukuran : 24 in

Diameter luar flange : 32 in

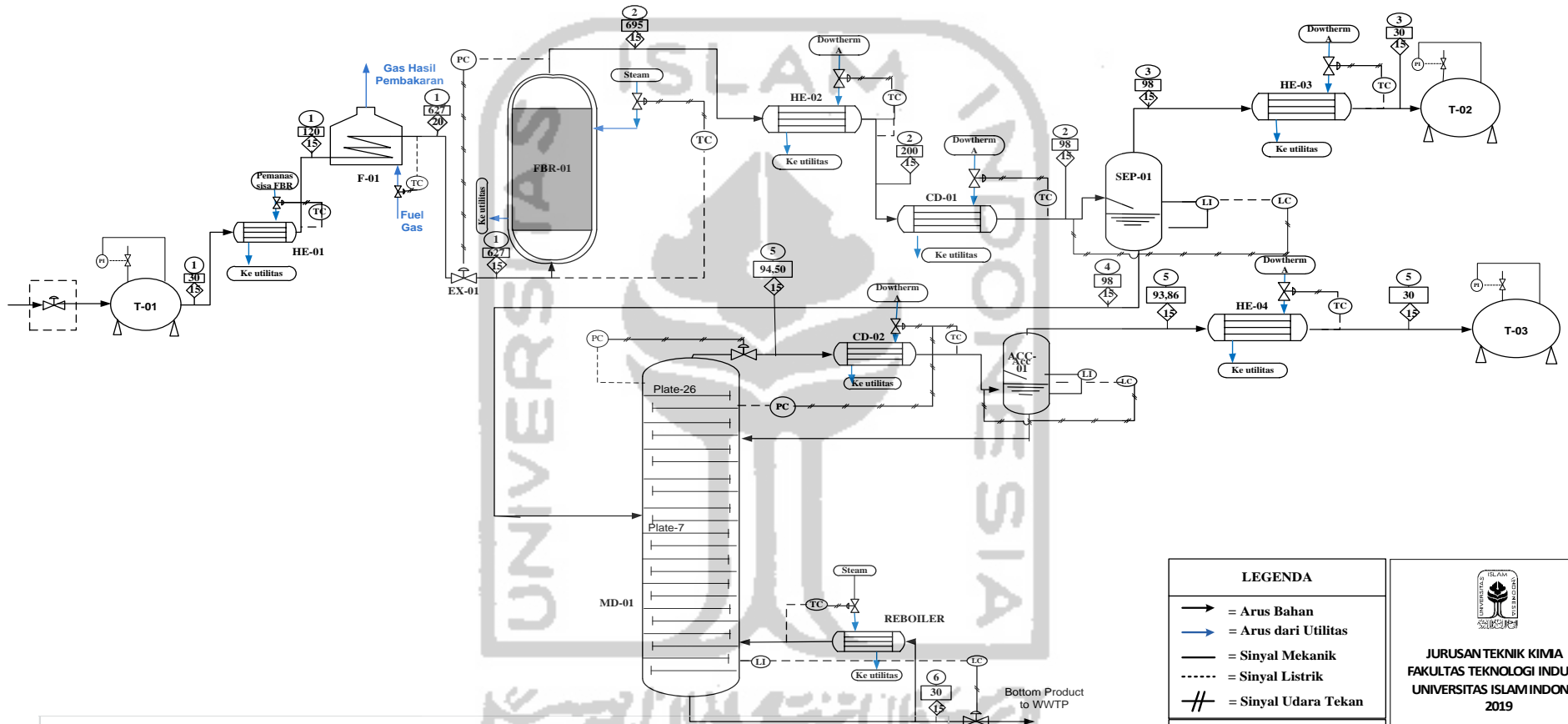
Tebal : 1,5 in

Diameter luar : 27,25 in



جامعة الإسلام في إندونيسيا

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**Prarancangan Pabrik 1,3-Butadiena Kapasitas 125.000 Ton/Tahun Dari N-Butana**



Neraca Massa Total

Komponen	No. Arus (Kg/Jam)					
	1	2	3	4	5	6
nC4H10	20035,520	2003,550		2003,550	20,040	1983,510
iC4H10	1001,780	1001,780		1001,780	200,360	801,420
C4H8		870,510		870,510	174,100	696,410
C4H6		15948,960		15948,960	15470,490	478,470
H2		1212,500	1212,500			
Total	21037,300	21037,300	1212,500	19824,800	15864,990	3959,810

SIMBOL	ALAT
T	Tangki
F	Furnace
HE	Heater
R	Reaktor
CD	Condensor Partial
SEP	Separator
MD	Menara Distilasi
ACC	Accumulator
RB	Reboiler

LEGENDA	
	= Arus Bahan
	= Arus dari Utilitas
	= Sinyal Mekanik
	= Sinyal Listrik
	= Sinyal Udara Tekan
	= Nomor Arus
	= Suhu, °C
	= Tekanan, atm
	= Level Indicator
	= Level Controller
	= Temperatur Indicator
	= Temperatur Controller
	= Pressure Indicator



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**2019**

---

Disusun Oleh:

1. Reza Perdana (14521146)  
 2. Seto Yusuf Nugroho (14521303)

---

Dosen Bimbingan:

1. DR. Suharno Rusdi  
 2. Venitalitya Alethea Augustia, ST, M.Eng