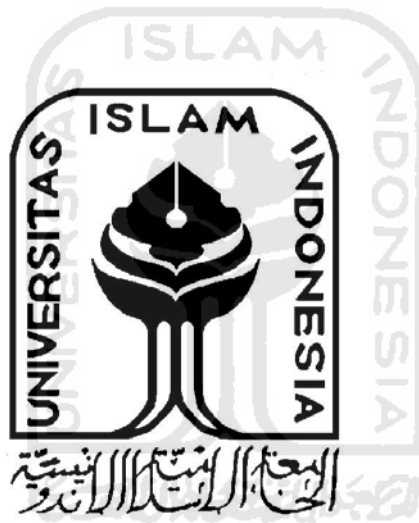


**PRA RANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL  
DARI FURFURAL DAN HIDROGEN  
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Kinta Devi Amdhika

No. Mahasiswa : 08 521 030

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

**2011**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRA RANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL  
DARI FURFURAL DAN HIDROGEN  
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN**

**Saya yang bertanda tangan di bawah ini :**

**Nama : Kinta Devi Amdhika**

**No. Mahasiswa : 08 521 030**

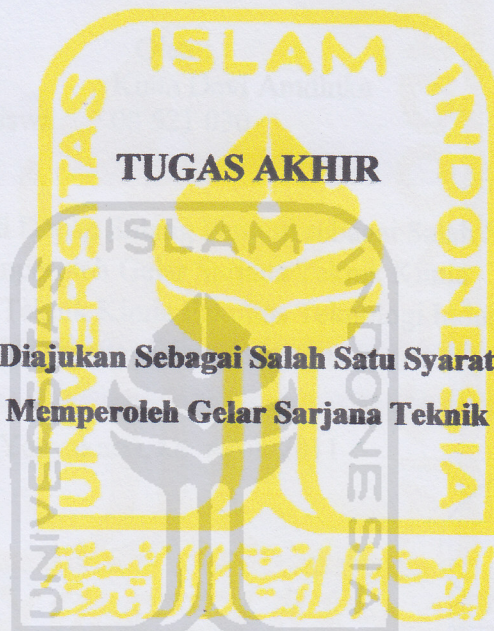
**Yogyakarta, 2011**

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Kinta Devi Amdhika

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**  
**PRA RANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL**  
**DARI FURFURAL DAN HIDROGEN**  
**DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN**



**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat**  
**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

Oleh :

Nama : **Kinta Devi Amdhika**

No. Mahasiswa : **08 521 030**

Yogyakarta, 11 Februari 2011

Pembimbing I,

**Kamariah Anwar, Dra., MS.**

Pembimbing II,

**Ariany Zulkania, ST., M.Eng.**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK FURFURIL ALKOHOL**  
**DARI FURFURAL DAN HIDROGEN**  
**KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN**



Oleh :  
Nama : Kinta Devi Amdhika  
No. Mahasiswa : 08 521 030

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 28 April 2011

Tim Penguji,

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.  
Ketua

Pratikno Hidayat, Ir., M.Sc.  
Anggota I

Dyah Retno Sawitri, ST  
Anggota II

Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

## HALAMAN PERSEMBAHAN



Dan Kami telah menyingkirkan bebanmu...  
Beban yang memberatkan punggungmu dan kami angkat martabatmu. Sungguh bersama kesukaran pasti ada kemudahan. Dan bersama kesukaran pasti ada kemudahan. Bila selesai satu tugas, mulailah tugas yang lain dengan sungguh-sungguh dan hanya kepada Allah SWT hendaknya engkau berharap.  
(Asy syarh, ayat 2-8)

Penulis mengucapkan puji syukur selalu kepada Allah SWT yang telah memberikan kekuatan iman dan batin serta tak lupa shalawat dan salam kepada junjungan nabi besar Muhammad SAW atas suri tauladannya sehingga penulis mempunyai kekuatan untuk menyelesaikan tanggung jawab ini dengan maksimal. Seiring doa dari mama, papa dan mb riris tercinta yang selalu menyertai tanpa henti walaupun tak terucap tapi terlihat jelas dalam pandangan dan itulah yang menjadi dorongan mental penulis untuk mempersembahkan hasil yang benar-benar dapat menjadi bukti jerih payah selama ini... 'terima kasih' ananda ucapkan... Ini hanya sedikit hasil yang baru dapat ananda berikan. Insya Allah bisa menjadi pembuka keberhasilan selanjutnya untuk dapat ananda persembahkan. Ananda senantiasa menaruh hormat kepada om Mugi dan keluarga, staf, dosen, maupun asisten dosen UII, dan teman-teman yang saat ini jauh maupun dekat yang tidak bisa ananda sebutkan satu persatu sebagaimana kalian mencurahkan segala-galanya untuk ananda tercinta ...

terima kasih sekali lagi terucap dari ananda.

Buat teman-teman TEKKIM semua angkatan khususnya teman-teman seperjuangan makasih banyak atas segala ide-ide briliannya dan persahabatan yang sejati, tmn diskusi dan belajar...nurul, meila, radius, rere, kiki, septi, tita dan teman-teman yang ga disebut makasi banyak..

Perjalanan dalam mencari ilmu selama di kampus UII... telah banyak menorehkan kenangan, semangat dan inspirasi baru untuk memulai langkah kedepan yang lebih baik bagi ananda..  
makasih banyak untuk semuanya.....

*Warm regards,  
Kinta..*



## KATA PENGANTAR

Segala puji hanyalah milik Allah SWT yang atas izin-Nya, Tugas Akhir dan penyusunan naskah seminar ini dapat terselesaikan.

Tugas Akhir ini merupakan salah satu dari serangkaian tugas yang harus diselesaikan oleh setiap Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia Yogyakarta sebagai prasyarat untuk menyelesaikan jenjang studi sarjana. Naskah seminar ini dengan judul “Prarancang Pabrik Furfuril Alkohol dari Furfural dan Hidrogen dengan Kapasitas 10.000 Ton per Tahun”.

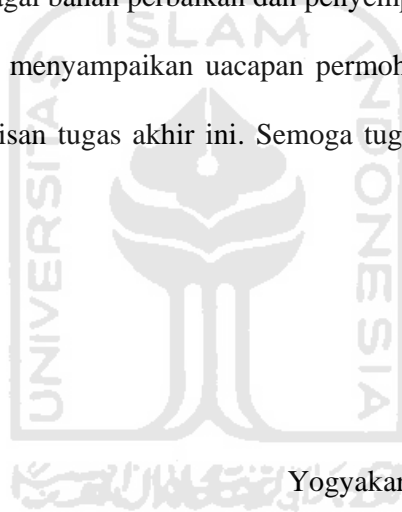
Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Gumbolo Hadi Susanto, Ir., MSc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
2. Ibu Kamariah Anwar, Dra., MS selaku Kaprodi Teknik Kimia S-1 dan selaku dosen pembimbing I (satu) yang telah banyak menanamkan konsep dalam penyelesaian tugas akhir ini
3. Ibu Ariany Zulkania, ST., M.Eng. selaku dosen pembimbing II (dua) yang banyak memberikan arahan dan bimbingan sampai dengan selesainya naskah seminar pendadaran ini.
4. Seluruh dosen Teknik Kimia dan staf UII yang tidak bisa disebutkan satu persatu.
5. Seluruh anggota keluarga, terutama orang tua dan teman-teman terdekat atas bantuan moril dan material sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.

6. Teman-teman UII dari angkatan 2003 – 2009 yang tidak bisa disebutkan satu persatu.
7. Pihak lain yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu

Penulis telah berupaya dengan sekuat tenaga untuk menulis dan menyusun tugas akhir ini, namun penulis menyadari pula bahwa tidak ada hasil karya manusia yang sempurna. Oleh karena itu, saran dan kritik yang konstruktif dari dosen pembimbing, teman-teman, serta pembaca tetap penulis harapkan, serta akan penulis jadikan sebagai bahan perbaikan dan penyempurnaan tugas akhir ini.

Akhirnya penulis menyampaikan ucapan permohonan maaf apabila ada kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini. Semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi kita semua.



Yogyakarta, Maret 2011

Penulis



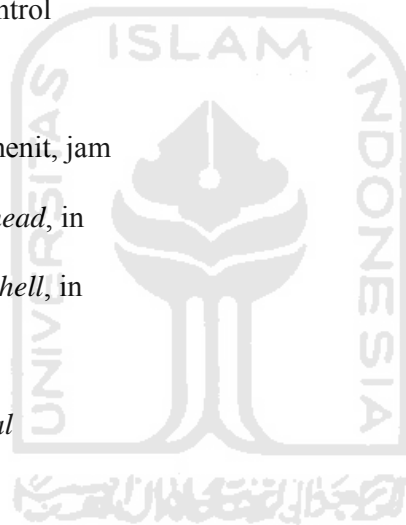
## DAFTAR LAMBANG

BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, Kg/kmol
$C_A$	= Konsentrasi zat A, Kmol/L
$C_{A_0}$	= Konsentrasi zat A mula-mula, Kmol/L
CD	= Condensor
CL	= Cooler
$C_p$	= Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C
D	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= <i>Effisiensi</i> pengelasan
Ea	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
Eb	= Harga alat dengan kapasitas dicari
Ex	= Harga alat untuk tahun x
Ey	= Harga alat untuk tahun y
F	= Furnace
FV	= Kecepatan volumetrik, m <sup>3</sup> /j, L/j
FC	= Flow Control
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
Fa	= <i>Fixed Expence</i>

GE	= <i>General Expencc</i>
gc	= Gravitasi, m <sup>2</sup> /s
gpm	= Gallon per menit
HE	= <i>Heat Excehanger</i>
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.°F
hio	= Koeisien perpindahan panas, Btu/j.ft.°F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
LC	= Level kontrol
Le	= Panjang <i>elbow</i> , ft
LI	= Level Indicator
m	= massa, Kg/j
NRe	= <i>Reynold Number</i>
Nx	= Nilai <i>index</i> tahun x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahun y
OD	= Diameter luar, m,in,ft
P	= Tekanan, atm
PC	= Pressure Control
PEC	= <i>Purchased Equipment Cost</i>
POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor



$R_a$  = *Regulated Expence*  
 $R_B$  = Reboiler  
 $ROI$  = *Returnn Of Investment*  
 $SDP$  = *Shut Down Point*  
 $S_a$  = *Sales Expence*  
 $SD$  = Separator Drum  
 $T$  = Suhu  
 $TC$  = Temperatur Control  
 $T - n$  = Tangki  
 $t$  = Waktu, detik, menit, jam  
 $th$  = Tebal dinding *head*, in  
 $ts$  = Tebal dinding *shell*, in  
 $V$  = Vaporizer  
 $WC$  = *Working Capital*  
 $X$  = Konversi  
 $Z_l$  = Tinggi cairan, in, m, ft  
 $\mu$  = *Viscositas*, Cp  
 $\eta$  = Effisiensi pompa  
 $\Sigma$  = Jumlah  
 $\rho$  = Densitas, Kg/m<sup>3</sup>  
 $\Delta P$  = *Pressure drop*, psi  
 $\Delta T$  = Beda suhu



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Pada saat ini, Indonesia tengah berusaha meningkatkan taraf hidup masyarakatnya dengan melakukan pembangunan berkala serta mewujudkan peningkatan kualitas di berbagai aspek dalam kehidupan. Salah satunya dilaksanakan dengan membuka lapangan pekerjaan baru sehingga jumlah pengangguran dapat ditekan seminimal mungkin. Bila hal ini dapat terlaksana diharapkan dapat mengurangi permasalahan kemiskinan dan kesenjangan sosial serta dapat bersaing dengan negara lain dalam menghadapi pasar bebas. Pembangunan pabrik furfural alkohol ini dapat menunjang pertumbuhan industri berkala sebab dengan dibangunnya pabrik tersebut, diharapkan berdiri pabrik-pabrik baru yang memanfaatkan furfural alkohol sebagai bahan baku serta terserapnya tenaga kerja dalam jumlah besar. Furfural alkohol mempunyai rumus molekul  $C_5H_6O_2$ . Furfural Alkohol merupakan senyawa alkohol yang paling banyak digunakan sebagai turunan dari furfural. Ada beberapa metode pembuatan furfural alkohol, yaitu reduksi furfural dengan NaOH serta reduksi furfural dengan hidrogenasi menggunakan katalis. Furfural alkohol diproduksi dalam skala industri dengan cara hidrogenasi furfural dalam fase uap. Furfural alkohol dapat

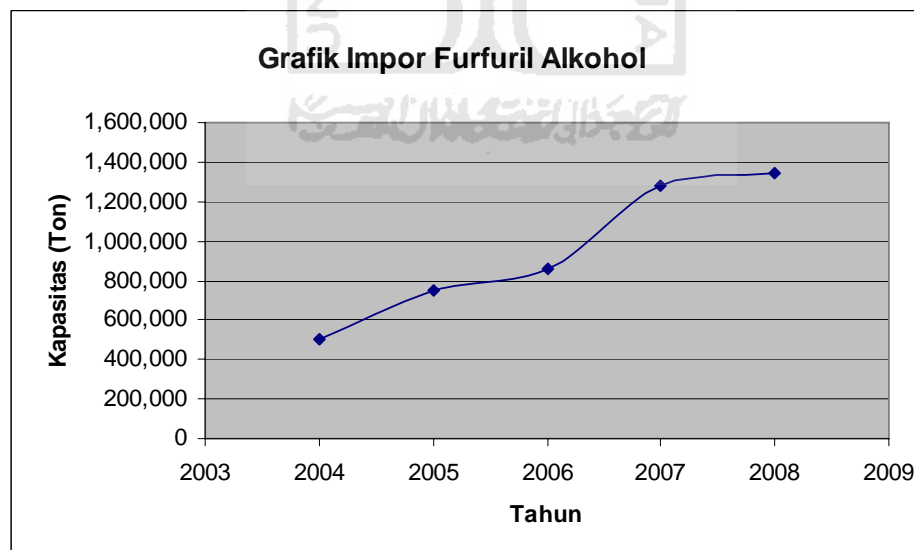
dimanfaatkan dalam industri pengecoran logam, industri tekstil, dan industri perekat.

Sampai saat ini Indonesia masih mengimpor furfural alkohol dari negara Inggris, Thailand, Singapura, dan Cina. Data impor furfural alkohol yang ditinjau setiap tahunnya mulai tahun 2004 – 2008 seperti tertera pada tabel 1.1 :

Tabel 1.1 Kuantitas Impor Furfural alkohol di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton)
2004	505,257
2005	748,450
2006	857,513
2007	1280,232
2008	1339,498

Sumber : Badan Pusat Statistik, Yogyakarta



Gambar 1.1 Kebutuhan Impor Furfural Alkohol

Berdasarkan tabel 1.1, diperoleh persamaan linier  $y = 200,03x - 440427$  serta  $R^2 = 0,9536$  sehingga dapat diperkirakan kebutuhan furfural alkohol dimasa mendatang akan terus meningkat dengan berkembangnya industri yang memanfaatkan furfural alkohol sebagai bahan baku.

Tabel 1.2 Perkiraan Jumlah Kebutuhan Furfural Alkohol di Indonesia sampai dengan Tahun 2015

<b>Tahun</b>	<b>Kebutuhan (Ton)</b>
2009	1606,269
2010	1826,296
2011	2046,322
2012	2266,348
2013	2486,375
2014	2706,401
2015	2926,428

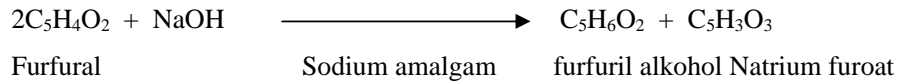
Hingga saat ini belum ada pabrik furfural alkohol yang berdiri di Indonesia karena kebutuhan furfural alkohol masih dipenuhi dengan cara impor. Berdasarkan pertimbangan tabel 1.2, maka perancangan pabrik furfural alkohol dari furfural dan hidrogen ditetapkan berkapasitas 10.000 ton/tahun.

## 1.2 Tinjauan Pustaka

Furfural alkohol dapat dibuat dengan beberapa proses. Untuk menentukan proses yang paling sesuai dan menguntungkan, dapat dilakukan dengan meninjau beberapa proses pembuatan furfural alkohol berikut :

### 1. Reduksi furfural dengan NaOH (reaksi Cannizaro)

Persamaan reaksinya :

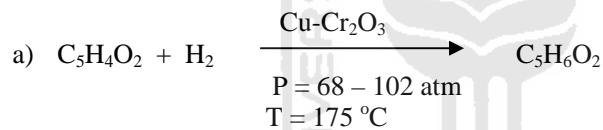


Proses ini dilakukan dengan skala laboratorium pada tahun 1864.

(Kirk Othmer, 1966)

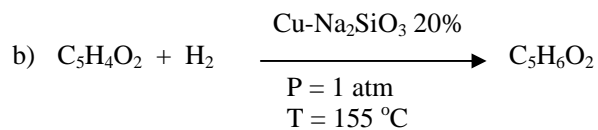
### 2. Reduksi furfural dengan hidrogen dengan menggunakan katalis.

Proses ini dilakukan dalam skala industri dengan proses kontinyu, kemudian dikembangkan oleh Quaker Oats Company, Chicago, USA. Hidrogenasi furfural untuk mendapatkan furfural alkohol dapat dijalankan dalam beberapa kondisi, yaitu :



(Kirk Othmer, 1966)

Pada proses ini beresiko tinggi karena dijalankan pada tekanan tinggi dan kemurnian produk rendah.



(US. Patent 2754804, 1956)

Proses ini cenderung lebih aman karena bertekanan lebih rendah dari pada reaksi yang lain serta dapat diperoleh kemurnian produk yang lebih tinggi. Oleh karena itu, dalam perancangan pabrik ini menggunakan hidrogenasi furfural cara (b).

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk, maka mekanisme pembuatan furfural alkohol 98,5 % dirancang berdasarkan variabel utama, yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan pengendalian mutu.

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 1. Furfural Alkohol

- Kemurnian : 98,5 %
- Rumus Molekul :  $C_5H_6O_2$
- Berat Molekul : 98,101 gr/mol
- Titik beku :  $-14,48\text{ }^{\circ}C$
- Titik didih (100% furfural alkohol, 1 atm) :  $170,15\text{ }^{\circ}C$
- Temperatur kritis :  $359\text{ }^{\circ}C$
- Impuritis : -  $C_5H_4O_2$  1 %  
-  $H_2O$  0,5 %

#### 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

##### 1. Furfural

- Kemurnian : 98,5 %
- Rumus Molekul :  $C_5H_4O_2$
- Berat Molekul : 96,0860 gr/mol
- Titik beku :  $-36,35\text{ }^{\circ}C$



- Titik didih 100% furfural, 1 atm : 160 °C
- Temperatur kritis : 384 °C
- Impuritis : - H<sub>2</sub>O 1,5 %

## 2. Hidrogen

- Kemurnian : 99 %
- Rumus Molekul : H<sub>2</sub>
- Berat Molekul : 2,01500 gr/mol
- Titik beku : -259,05 °C
- Titik didih 100% hidrogen, 1 atm : -252,89 °C
- Impuritis : - N<sub>2</sub> 1 %

## 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

### 1. *Copper Sodium Silicate 20%*

- Rumus Molekul : Cu-Na<sub>2</sub>SiO<sub>3</sub> 20%
- Bentuk : pelet
- Berat Molekul : 75,266 gr/mol
- Titik leleh : 1048 °C
- Densitas : 0,475 kg/L
- Diameter : 0,38 cm

## 2.4 Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk guna menunjang mutu proses melalui analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* secara *automatic control* menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan indikator dari yang ditetapkan baik *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi semula baik secara manual ataupun otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

➤ *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan akan memberikan tanda berupa suara dan nyala lampu.

➤ *Flow Rate*

Merupakan alat yang dipasang pada pipa aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

➤ *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam alat proses yang memerlukan pengendalian suhu. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, akan memberikan tanda berupa suara dan nyala lampu.

➤ *Pressure control*

Merupakan alat yang digunakan untuk mengukur tekanan alat dalam proses sehingga proses produksi dapat berjalan sesuai yang ditetapkan.

## 2.5 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas harus dilakukan terhadap mutu bahan baku yang kurang baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik meliputi :

### 1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

➤ Pengendalian kualitas bahan baku dimaksudkan untuk mengontrol kualitas bahan baku berupa furfural dan hidrogen apakah telah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

➤ Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Pengendalian kualitas bahan pembantu dimaksudkan untuk mengetahui apakah bahan pembantu tersebut sudah sesuai dengan spesifikasi proses pembuatan furfuril alkohol atau belum.

## 2. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi untuk dapat memperoleh produk yang sesuai standar produksi dilakukan dengan cara *automatic control* yaitu :

### a Kontrol terhadap produk

Hal ini dilakukan untuk memperoleh tingkat kemurnian furfural alkohol yang diinginkan.

### b Kontrol terhadap kondisi operasi

- Mengontrol suhu
- Mengontrol tekanan

## 2.6 Pengendalian Kuantitas

Pengendalian kuantitas dimaksudkan untuk mencegah kerusakan alat karena beban yang terlalu besar ataupun kekurangan bahan baku selama proses produksi. Penyimpangan yang terjadi selama pengendalian kuantitas perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

## BAB III

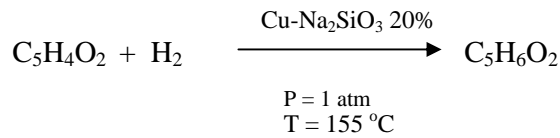
### PERANCANGAN PROSES

Untuk memenuhi kualitas produk furfural alkohol 98,5 %, maka proses produksi dirancang agar dapat beroperasi lebih efektif dan efisien.

#### 3.1 Proses Pendahuluan

Cairan furfural yang berasal dari tangki bahan baku (T-01) sebanyak 1270,6778 kg/jam pada tekanan 1 atm suhu 30 °C dipompa menuju vaporizer (V) untuk diuapkan pada tekanan 1 atm dan suhu 150,15 °C . Hasil keluaran dari vaporizer (V) sebesar 1524,8133 kg/jam berupa uap dan cairan furfural yang akan dipisahkan di dalam separator 01 (SD-01). Cairan furfural yang tidak menguap *direcycle* kembali ke dalam vaporizer sebanyak 254,1356 kg/jam, sedangkan hasil atas separator 01 (SD-01) berupa uap furfural kemudian masuk HE-01 hingga diperoleh suhu 155 °C yang kemudian di umpankan ke reaktor.

Gas hidrogen dari tangki bahan baku (T-02) bertekanan 1 atm dengan suhu -139,36 °C dicampur dengan *recycle* hidrogen pada tekanan 1 atm dan suhu 117,04 °C dari separator 02 (SD-02). Dari hasil campuran yang berupa uap tersebut diperoleh suhu 63,83 °C dan tekanan 1 atm yang kemudian dinaikkan suhunya dengan HE-02 hingga mencapai suhu 155 °C dalam pipa yang berbeda dengan uap furfural yang keluar dari SD-01 sehingga siap masuk ke reaktor (R). Reaksi berlangsung di dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan persamaan reaksi sebagai berikut :



Dimana perbandingan mol umpan masuk antara furfural : hidrogen = 1 : 5

Reaktor dirancang bekerja secara non adiabatik non isothermal. Reaksi fase gas berlangsung didalam pipa-pipa reaktor yang berisi katalis Cu-Na<sub>2</sub>SiO<sub>3</sub> 20%. Reaksi yang terjadi eksotermis dan untuk mempertahankan suhu operasi, digunakan pendingin *Dowterm E* yang mengalir melalui *shell* di dalam reaktor. Pendingin *Dowterm E* masuk pada suhu 157 °C dan keluar pada suhu 171,63 °C. Gas hasil reaksi yang keluar dari reaktor pada tekanan 1,0987 atm dan bersuhu 168,86 °C terdiri dari uap hidrogen, uap nitrogen, uap furfural, uap air, dan uap furfural alkohol, yang kemudian masuk ke kondensor (CD) pada suhu 117,04 °C. Hasil keluaran kondensor berupa cairan furfural, air, dan cairan furfural alkohol serta gas hidrogen dan gas nitrogen masuk ke separator-02 untuk selanjutnya dipisahkan antara uap dengan cairan. Uap hidrogen dan nitrogen *direct cycle* masuk reaktor dimana sebagian uap tersebut dibuang ke lingkungan melalui *flare*, sedangkan cairan masuk ke menara distilasi (MD) untuk dipisahkan produk furfural alkohol 98,5% dengan hasil sampingnya. Hasil atas (produk) masuk ke dalam tangki penyimpanan furfural alkohol (T-03). Sedangkan hasil bawah (produk samping) berupa sisa air, furfural dan furfural alkohol dialirkan ke instalasi pengolahan air limbah.

### 3.2 Spesifikasi Alat Proses

#### 1. Tangki Furfural (TP-01)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku furfural untuk kebutuhan proses selama 15 hari dengan laju kebutuhan 1270,6778 kg/jam.
- Jenis : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*.
- Jumlah : 2 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 30 °C
- Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Volume tangki : 604,3611 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter : 13,7160 m  
Tinggi : 6,0960 m  
Tebal *shell* : 0,1875 in  
Tebal *head* : 0,1875 in
- Harga : US \$ 33073,7067 / buah

#### 2. Tangki Hidrogen (TP-02)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku hidrogen untuk kebutuhan proses selama 7 hari dengan laju kebutuhan 27,2653 kg/jam.
- Jenis : Tangki berbentuk bola

- Jumlah : 2 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 30 °C
- Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Volume tangki : 1923,6887 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki  
Diameter : 15,4331 m
- Harga : US \$ 40706

### 3. Tangki Furfuril Alkohol (TP-03)

- Fungsi : Menyimpan furfuril alkohol untuk kebutuhan proses selama 15 hari dengan laju kebutuhan 1262,6263 kg/jam.
- Jenis : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*.
- Jumlah : 2 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 30 °C
- Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Volume tangki : 627,078 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter : 14,6304 m  
Tinggi : 5,4864 m
- Harga : US \$ 33038,7067 / buah



#### 4. Reaktor (R-01)

- Fungsi : Mereaksikan furfural dan hidrogen dengan menggunakan katalis  $\text{Cu-Na}_2\text{SiO}_3$  20% menghasilkan furfural alkohol
- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 155 – 168,9 °C
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Volume reaktor : 2,6796 m<sup>3</sup>
- Dimensi : Diameter : 0,91 m  
Tinggi : 4,36 m
- Tebal *shell* : 0,0064 m (1/4 in)
- Tebal *head* : 0,0130 m (1/2 in)
- Jenis *head* : *Torispherical Dished Head*
- Tebal isolasi : 1,98 m
- Jumlah pipa *tube* : 430 buah
- Jenis isolasi : Asbestos
- Harga : US \$ 64458,4151

#### 5. Separator Drum (SD-01)

- Fungsi : Memisahkan uap sebanyak 1270,6778 kg/jam dan cairan 254,1356 kg/jam yang keluar dari vaporizer.

- Jenis : Silinder vertikal
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 150,15 °C
- Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*
- Volume separator : 0,7845 m<sup>3</sup>
- Tinggi : 2,9029 m
- Diameter : 0,6094 m
- Tebal *head* : 0,005 m
- Tinggi *head* : 0,2079 m
- Harga : US\$ 180,19 / buah

#### 6. Separator Drum (SD-02)

- Fungsi : Memisahkan uap sebanyak 106,6303 kg/jam dan cairan sebanyak 1296,6102 kg/jam yang keluar dari vaporizer.
- Jenis : Silinder horizontal
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1atm  
Suhu : 117,04 °C
- Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*
- Volume separator : 2,9493 m<sup>3</sup>
- Diameter : 0,6094 m

- Tinggi : 4,6028 m
- Tebal *head* : 0,6094 m
- Tinggi *head* : 0,2842 m
- Harga : US\$ 180,19 / buah

## 7. Vaporizer (V)

- Fungsi : Memanaskan dan menguapkan cairan masuk

sebanyak 1524,8133 kg/jam

- Jenis : Silinder vertikal
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 150,15 °C
- Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*
- Dimensi

*shell*

Diameter dalam : 0,2540 m

Jarak *baffle* : 0,1016 m

*tubes*

Diameter luar : 0,0254 in

BWG : 18

*pitch* : 1,25 in *triangular pitch*

Panjang : 7,6200 m

Jumlah pipa : 55 buah

- Harga :US\$ 3340,8843/buah

## 8. Menara Distilasi (MD-01)

- Fungsi : Memisahkan furfural alkohol dari komponen lainnya agar memenuhi spesifikasi produk yang telah dipersyaratkan.
- Jenis : *Plate tower*, dengan *sieve tray*
- Jumlah : 1 buah
- Konstruksi bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Umpan : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 117,04 °C
- Hasil atas : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 81,5341 °C
- Hasil bawah : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 91,1339 °C
- Jumlah *plate* : Jumlah *plate* seksi *enriching* : 18 *plate*  
Jumlah *plate* seksi *stripping* : 18 *plate*
- Dimensi : Diameter : 0,6400 m  
Tinggi : 13,53 m
- Perancangan *plate*
  - Jarak *plate* : 0,3 m
  - Tinggi *weir* : 50 mm
  - Diameter lubang : 5 mm

- Tebal *plate* : 5 mm
- Tebal *shell* : 0,0038 m (3/16 in)
- Tebal *head* : 0,0036 m (3/16 in)
- Jenis *head* : *Torispherical Dished Head*
- *Residence time* : Seksi *enriching* : 50,8 s  
Seksi *stripping* : 12 s
- Harga : US \$ 17810,56 / buah

#### 9. Kondensor (CD-01)

- Fungsi : Mengembunkan gas yang keluar dari raktor sebanyak 1403,2405 kg/jam dari suhu 168,86 °C sampai 117,04 °C dengan air sebagai pendingin, pendingin masuk pada suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C
- Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

- Jumlah : 1 buah

#### Spesifikasi alat

- *Shell*
  - ID : 31 in
  - Jumlah *passes* : 2 in
  - *Clearence* : 0,25 in
- *Tube*
  - Diameter dalam : 1 in

- Diameter luar : 2,88 in
- Jumlah *passes* : 2,469 in
- Panjang *tube* : 0,0047 psi
- Jumlah *tube* : 58 buah
- *Pitch* : 1,25 in *triangular pitch*
- Luas transfer panas : 452,68 ft<sup>2</sup>
- Harga : US \$ 1099,3299 / buah

#### 10. Akumulator (ACC-01)

- Fungsi : Menampung sementara embunan dari CD-02 sebanyak 1262,6263 kg/jam selama 5 menit
- Jenis : tangki silinder horizontal
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 81,5341 °C
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Waktu tinggal : 5 menit
- Volume akumulator : 0,3709 m<sup>3</sup>
- Dimensi : Diameter : 0,4210 m  
Panjang : 2,5258 m
- Tebal *shell* : 0,1875 m (3/16 in)
- Tebal *head* : 0,1875 m (3/16 in)

- Jenis *head* : *Torispherical Dished Head*
- Harga : US \$ 1615,2330

#### 11. Reboiler (RB-01)

- Fungsi : Menguapkan hasil bawah MD-01 sebanyak 33,9839 kg/jam dengan steam masuk pada suhu 148,89 °C
- Jenis : *Kettle Reboiler*
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 91,1339 °C
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kebutuhan pemanas : 1590,5385 kg/jam
- Luas transfer panas : 211,6616 ft<sup>2</sup>
- Dimensi :

##### *Shell*

Diameter dalam : 12 in

Jarak *Baffle* : 3 in

##### *Tubes*

Diameter luar : 1 in

BWG : 16

*Pitch* : 1,25 in *triangular pitch*

- Panjang : 16 ft
- Jumlah pipa : 51 buah
- Pemanas : *steam*
  - Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
  - Harga : US\$ 2764,9583 / buah

## 12. Kondensor (CD-02)

- Tugas : Mencairkan *reflux* distilat hasil atas MD pada suhu 81,5341°C
- Jenis : *Shell and tube*
- Tipe HE : 1 – 2
- Beban pendingin : 523078,7393 kJ/jam
- Luas transfer panas : 201,19 ft<sup>2</sup>
- Dimensi

### *Shell*

Diameter dalam : 35 in

Jarak *baffle* : 8,75 in

### *Tubes*

Diameter luar : 1 in

BWG : 16

*Pitch* : 1,25 in *triangular pitch*

Panjang : 16 ft

Jumlah pipa : 49 buah



- Pendingin : *water*
- Kebutuhan Pendingin : 5394,6249 kg/jam
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Harga : US\$ 10992,3299 / buah

### 13. Cooler 1 (CL-01)

- Fungsi :Menurunkan suhu produk furfuril alkohol dari R-01 sebelum masuk separator SD-02 dari 168,86 °C menjadi 117,04 °C

- Jenis : *Shell and tube*
- Tipe HE : 1 – 2
- Beban pendingin : 105399,0983 Btu/jam
- Luas transfer panas : 245,5522 ft<sup>2</sup>
- Dimensi :

#### *Shell*

Diameter dalam : 13,25 in

Jarak *baffle* : 6,625 in

#### *Tubes*

Diameter luar : 1 in

BWG : 14

*Pitch* : 1,25 in *triangular pitch*

Panjang : 14 ft

Jumlah pipa : 67 buah

- Pendingin : *water*
- Kebutuhan air pendingin : 1749,9319 kg/jam
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Jumlah : 1 buah
- Harga : US\$ 1578,6927 / buah

#### 14. Cooler 2 (CL-02)

- Fungsi : Menurunkan suhu produk furfural alkohol masuk tangki penyimpanan dari 81,5341 °C menjadi 30 °C
- Jenis : *Shell and tube*
- Tipe HE : 1 – 2
- Beban pendingin : 86388,0145 Btu/jam
- Luas transfer panas : 216,5055 ft<sup>2</sup>
- Dimensi :

##### *Shell*

Diameter dalam : 12 in

Jarak *baffle* : 6 in

##### *Tubes*

Diameter luar : 1 in

BWG : 14

*Pitch* : 1,25 in *triangular pitch*

Panjang : 14 ft

Jumlah pipa : 60 buah

- Pendingin : *water*
- Kebutuhan air pendingin : 1380,1133 kg/jam
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Jumlah : 1 buah
- Harga : US\$ 4811,9395 / buah

#### 15. Pompa 1 (P-01)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku furfural dari mobil ke tangki penyimpanan-01 sebanyak 1270,6778 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 7,4743 m
- Kapasitas : 1205,3837 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 6183,9602 rpm
- Motor : 35,0943 Hp
- *Power* : 40 Hp
- Harga : US\$ 2049,5943 / buah

**16. Pompa 2 (P-02)**

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku furfural dari tangki penyimpanan-01 ke vaporizer sebanyak 1270,6778 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 5,8689 m
- Kapasitas : 3,3483 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 1463,8458 rpm
- Motor : 0,0925 Hp
- *Power* : 0,5 Hp
- Harga : US\$ 59,9634 / buah

**17. Pompa 3 (P-03)**

- Fungsi : Mengalirkan cairan dari separator-01 ke vaporizer sebanyak 254,1356 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 3,9146 m

- Kapasitas : 0,7184 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 917,4843 rpm
- Motor : 0,0130 Hp
- *Power* : 0,5 Hp
- Harga : US\$ 23,8122 / buah

#### 18. Pompa 4 (P-04)

- Fungsi : Memompa hasil keluaran SD-02 ke MD  
sebanyak 1296,6102 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 12,8397 m
- Kapasitas : 3,7369 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 229,4692 rpm
- Motor : 0,1278 Hp
- *Power* : 0,5 Hp
- Harga : US\$ 64,0476 / buah

**19. Pompa 5 (P-05)**

- Fungsi : Memompa cairan dari akumulator ke refluks MD sebanyak 1262,6263 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 6,0960 m
- Kapasitas : 3,5629 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 391,7479rpm
- Motor : 0,0827 Hp
- *Power* : 0,5 Hp
- Harga : US\$ 62,2418 / buah

**20. Pompa 6 (P-06)**

- Fungsi : Mengalirkan produk furfural alkohol dari *Cooler-02* ke tangki penyimpanan-03 sebanyak 1262,6263 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 15,4331 m
- Kapasitas : 3,4809 m<sup>3</sup>/jam

- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 192,9273 rpm
- Motor : 0,1774 Hp
- *Power* : 0,5 Hp
- Harga : US\$ 61,3780 / buah

#### 21. Pompa 7 (P-07)

- Fungsi : Memompa hasil *bottom* dari MD ke reboiler-01 sebanyak 33,9839 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 6.2524 m
- Kapasitas : 0,0994 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 64,1862 rpm
- Motor : 0,0022 Hp
- *Power* : 0,5 Hp
- Harga : US\$ 7,2662 / buah

#### 22. Pompa 8 (P-08)

- Fungsi : Mengalirkan produk furfuril alkohol dari

tangki penyimpanan-03 ke truk sebanyak  
454545,4680 kg/jam

- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 16,0537 m
- Kapasitas : 1253,1502 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 3553,8773 rpm
- Motor : 66,4480 Hp
- *Power* : 70 Hp
- Harga : US\$ 2097,9473 / buah

### 23. Pompa 9 (P-09)

- Fungsi : Memompa hasil keluaran reboiler ke  
UPAL sebanyak 33,9839 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- *Head* : 6,2524 m
- Kapasitas : 0,0994 m<sup>3</sup>/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 64,1862 rpm



- Motor : 0,0022 Hp
- *Power* : 0,5 Hp
- Harga : US\$ 7,2662 / buah

#### 24. Pompa 10 (P-10)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku hidrogen dari mobil ke tangki penyimpanan-02
- Jenis : tangki bola
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- *Head* : 17,68 m
- Kapasitas : 11778,62176 kg/jam
- Putaran : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 5922,8154 rpm
- Motor : 4,01 Hp
- *Power* : 5 Hp
- Harga : US\$ 4224,5788

#### 25. Expantion Valve 1 (EV-01)

- Fungsi : Menurunkan tekanan gas H<sub>2</sub> dari 17,27 atm menjadi 1 atm
- Jenis alat : *Glove valve*
- Jumlah *stage* : 1

- Bahan : *Stainless steel*
- *Head* : 399257,9383 ft-lbf/lbm
- Daya motor : 20 Hp, AC 440 V, 60 Hz, 2 *phase*, induksi
- Harga : US \$ 112,2519 / buah

## 26. Expansion Valve 2 (EV-02)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas hasil keluaran reaktor dari 1,0987 atm menjadi 1 atm

- Jenis alat : *Glove valve*
- Jumlah *stage* : 1
- Bahan : *Stainless steel*
- *Head* : 237004,561 ft-lbf/lbm
- Daya motor : 40 Hp, AC 440 V, 60 Hz, 2 *phase*, induksi
- Harga : US \$ 309,6532 / buah

## 3.3 Perencanaan Produksi

### 3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan furfural alkohol di Indonesia. Kebutuhan furfural alkohol dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan furfural alkohol akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang seiring dengan meningkatnya jumlah industri kimia di

Indonesia. Untuk mengurangi jumlah impor maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 10.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS (Statistik Perdagangan Indonesia), kebutuhan furfural alkohol di Indonesia diperkirakan tahun 2015 sekitar 10.000 ton/tahun. Semua kebutuhan furfural alkohol tersebut harus diimpor dari luar negeri, oleh karena itu untuk mengurangi ketergantungan impor maka didirikan pabrik furfural alkohol di Indonesia.

2. Ketersediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena furfural dapat diperoleh dari Pertamina UP IV Cilacap, Jawa Tengah. Bahan baku hidrogen dibeli dari PT Samator Gas, Gresik, Jawa Timur. Sedangkan katalis  $\text{Cu-Na}_2\text{SiO}_3$  20% dapat diperoleh dari PT Air Mas Murni Kimia Gresik, Jawa Timur.

3. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Belum ada pabrik yang beroperasi di Indonesia. Untuk memenuhi kebutuhan akan furfural alkohol, maka pendirian pabrik tersebut sangat diperlukan.

### 3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal

adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### 1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
  - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
  - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
  - Mencari daerah pemasaran baru.

#### 2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas yang sesuai dengan standar produksi maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.
- Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan untuk meningkatkan ketrampilan.

➤ Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berkaitan dengan biaya bahan baku, proses, perawatan dan produk dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik furfural alkohol dari furfural dan hidrogen dengan kapasitas 10.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Gresik, Jawa Timur. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

##### **4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari pendirian pabrik meliputi proses produksi dan distribusi, sedangkan faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

##### **1. Penyediaan bahan baku**

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena furfural dapat diperoleh dari Pertamina Unit IV Cilacap, Jawa Tengah . Bahan baku hidrogen dibeli dari PT Samator Gas, Gresik, Jawa Timur. Sedangkan katalis  $\text{Cu-Na}_2\text{SiO}_3$  20% dapat diperoleh dari PT Air Mas Murni Kimia Gresik, Jawa Timur.

##### **2. Pemasaran**

Produk ini banyak dibutuhkan oleh industri cat, industri tekstil, dan industri perekat. Sehingga untuk memudahkan pemasaran, lokasi pabrik

dipilih dekat dengan pelabuhan sehingga pemasarannya tidak hanya pada pabrik-pabrik yang ada di pulau Jawa saja melainkan ke luar Jawa.

### 3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, listrik dan BBM. Lokasi pabrik yang akan didirikan dekat dengan sumber air, yaitu Sungai Brantas.

### 4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja bukan merupakan kendala karena tersedia cukup banyak sehingga dengan berdirinya pabrik furfural alkohol dapat menekan jumlah pengangguran seminimal mungkin.

### 5. Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut. Letak pabrik furfural alkohol ini dekat dengan sarana pelabuhan dan kereta api.

#### **4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

##### 1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di Gresik, Jawa Timur sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

## 2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a Segi kesehatan dan keamanan kerja terpenuhi.
- b Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d Transportasi yang baik dan mudah.

## 3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, taman terbuka, tempat ibadah, tempat hiburan, dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

### 4.2 Tata Letak Pabrik

Penataan alat-alat dalam pabrik memiliki peranan penting dalam hal keamanan, kenyamanan, dan keselamatan juga memperhitungkan biaya konstruksi dan perawatan sehingga dalam tata letak pabrik perlu diperhatikan pembagian area sesuai proses yang ada, yaitu :



- a Area alat-alat proses
- b Area tangki untuk penyimpanan
- c Area alat-alat untuk handling
- d Area alat-alat utilitas
- e Area bangunan perkantoran
- f Area pengembangan

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

- ❖ Kondisi jalan di dalam pabrik harus lancar.
- ❖ Sebaiknya jalan yang dibuat lebar sehingga memudahkan kendaraan besar seperti pemadam kebakaran untuk dapat mencapai daerah kritis jika terjadi kebakaran.
- ❖ Penyusunan letak pabrik harus disesuaikan dengan alus distribusi alat dan utilitas sehingga lalu lintas dalam pabrik berjalan cepat dan efisien.
- ❖ Perawatan dan penyusunan alat-alat proses tidak mengganggu proses perawatan alat itu sendiri.

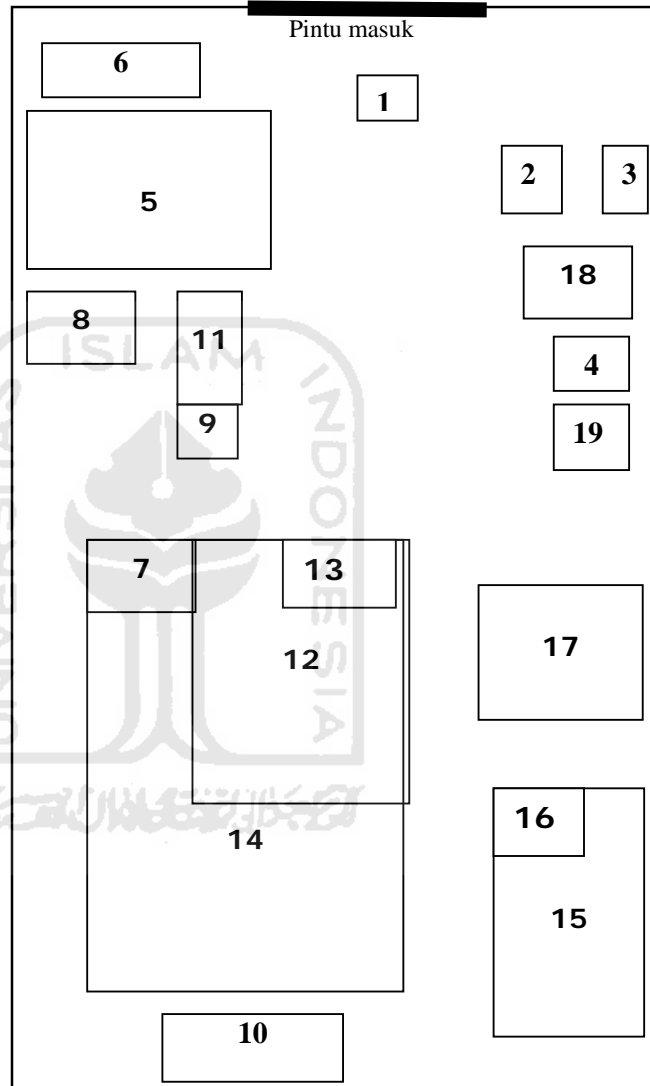
Tabel 4.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Kantor Utama	40 x 20	800
2	Pos Keamanan/ Satpam	5 x 5	25
3	Parkir Tamu	10 x 10	100
4	Mesjid	15 x 20	300
5	Kantin	20 x 15	300
6	Bangkel	20 x 10	200
7	Klinik	10 x 10	100
8	Kantor K-3 dan <i>fire station</i>	15 x 15	225
11	Gudang alat	25 x 15	375
10	Laboratorium	15 x 10	150
11	Utilitas	40 x 25	1000
12	Daerah proses	60 x 80	4800
13	Ruang kontrol	10 x 10	100
14	Kantor utilitas	10 x 10	100
15	Perluasan Pabrik	1000 x 50	50000
16	Kantor keamanan	15 x 15	225
	Total luas tanah		58800

**LAY OUT PABRIK FURFURIL ALKOHOL**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**Keterangan :**

1. Pos jaga
2. Kantor keamanan
3. Parkir karyawan
4. Kafetaria
5. Kantor administrasi
6. Parkir tamu
7. Laboratorium
8. Kantor R & D
9. Kantor K-3
10. Bengkel
11. *Fire station*
12. Area Proses
13. *Control room*
14. Daerah Pengembangan
15. Area Utilitas
16. Kantor Utilitas
17. Gudang
18. Tempat ibadah
19. Klinik Kesehatan



Skala 1 : 100

Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik furfural alkohol

### 4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis, efisiensi waktu, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Selain itu, perlu diperhatikan tata letak pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan di permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu aktifitas kerja.

2. Sirkulasi udara

Sirkulasi udara di dalam ruangan dan arah aliran udara disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari akumulasi bahan kimia dalam area tertentu yang dapat membahayakan keselamatan dan kesehatan pekerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai di semua lokasi proses khususnya lokasi yang berbahaya ataupun beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu,

keamanan dan kesehatan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### 5. Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

#### 6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan pada alat-alat proses lainnya.

#### 7. Perawatan alat

Perawatan alat berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas kerja tinggi sehingga akan tercapai target.

Perawatan rutin dilakukan setiap hari untuk menghindari kerusakan alat dan menjaga kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan berkala dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada.. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

##### a. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

➤ Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan

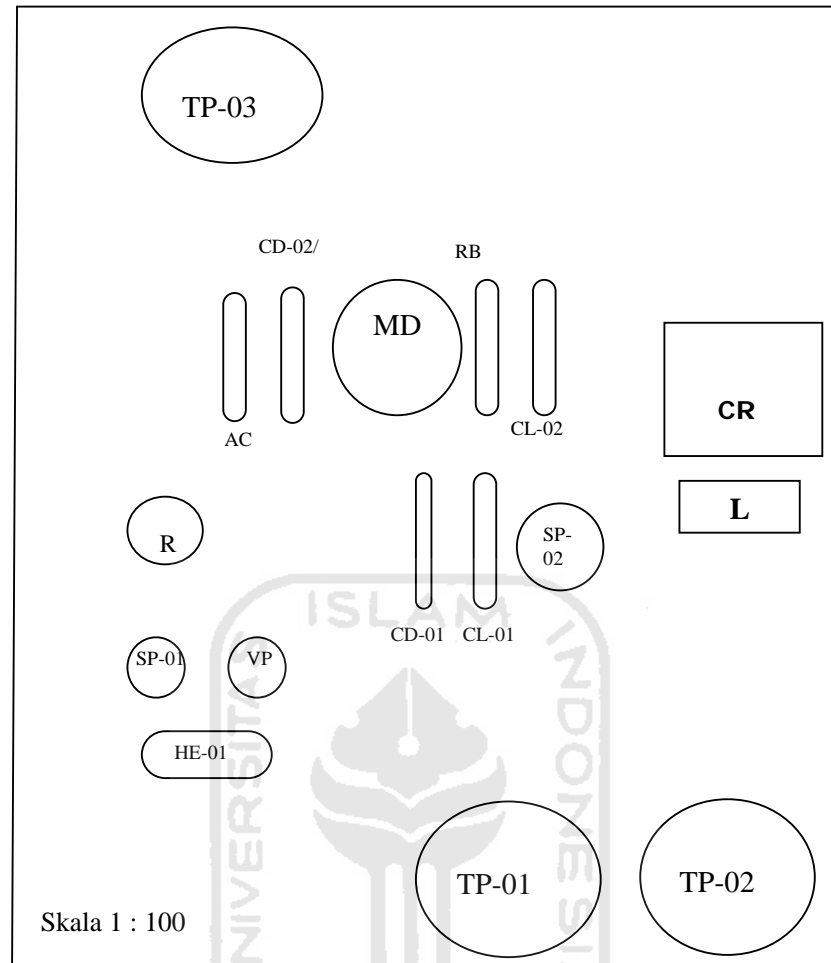
➤ Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

Tata letak peralatan pabrik furfural alkohol dari bahan baku furfural dan hidrogen dapat dilihat pada gambar berikut :



**Keterangan :**

R	= Reaktor	MD	= Menara Destilasi
SP	= <i>Separator Drum</i>	AC	= <i>Accumulator</i>
L	= Laboratorium	CR	= <i>Control Room</i>
V	= <i>Vaporizer</i>	TP	= Tangki Penyimpan
CL	= <i>Cooler</i>	RB	= <i>Reboiler</i>
HE	= <i>Heat Exchanger</i>		
CD	= <i>Condensor</i>		

Gambar 4.2 Tata Letak peralatan pabrik furfural alkohol

#### 4.4 Alir Proses Dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga dapat ditentukan alat-alat apa yang akan digunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat kimia dan sifat fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut :

##### 4.4.1 Perhitungan Neraca Massa

###### a Neraca Massa Separator-01 (SP-01)

Tabel 4.2 Neraca Massa Separator-01

komponen	input	Output	
	kg/Jam	Hasil atas Kg/Jam	Hasil bawah kg/jam
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	1501,9411	1251,6176	250,3235
H <sub>2</sub> O	22,8722	19,0602	3,8120
Total	<b>1524,8133</b>	<b>1270,6778</b>	<b>254,1356</b>

###### b Neraca Massa Vaporizer (VP)

Tabel 4.3 Neraca Massa Vaporizer

komponen	Input		Output
	Dari bahan baku kg/jam	Dari recycle separator-01 kg/jam	kg/jam
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	1251,6176	250,3235	1501,9411
H <sub>2</sub> O	19,0601	3,8120	22,8722
Total	<b>1270,6778</b>	<b>254,1356</b>	<b>1524,8133</b>



**c Neraca Massa Reaktor (R-01)**

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor

komponen	masuk kg/jam	Keluar
C <sub>5</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0	1262,5306
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	1251,6176	15,0194
H <sub>2</sub> O	19,0602	19,0602
H <sub>2</sub>	131,2371	105,3046
N <sub>2</sub>	1,3256	1,3256
<b>total</b>	<b>1403,2405</b>	<b>1403,2405</b>

**d Neraca Massa Separator-02 (SP-02)**

Tabel 4.5 Neraca Massa Separator-02

komponen	masuk kg/jam	keluar	
		Cairan kg/jam	Gas/Recycle kg/jam
C <sub>5</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1262,5306	1262,5306	0
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	15,0194	15,0194	0
H <sub>2</sub> O	19,0602	19,0602	0
H <sub>2</sub>	105,3046	0	105,3046
N <sub>2</sub>	1,3256	0	1,3256
		<b>1296,6102</b>	<b>106,6303</b>
<b>total</b>	<b>1403,2405</b>	<b>1403,2405</b>	

**e Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01)**

Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Destilasi

komponen	masuk kg/jam	keluar	
		bottom kg/jam	top/recycle kg/jam
C <sub>5</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1262,5306	18,8437	1243,6869
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	15,0194	2,3931	12,6263
H <sub>2</sub> O	19,0602	12,7470	6,3131
		<b>33,9839</b>	<b>1262,6263</b>
<b>total</b>	<b>1296,6102</b>	<b>1296,6102</b>	

#### 4.4.2 Perhitungan Neraca Panas

##### a Neraca Panas Separator-01 (SP-01)

Tabel 4.7 Neraca Panas Separator-01

No	Sumber panas	Masuk(Kcal/jam)	Keluar(Kcal/jam)
1	Panas masuk	52886,05	
2	Panas keluar		55007,51
3	Panas reaksi	1060,73	
4	Panas yang dibuang		-1060,73
	<b>TOTAL</b>	<b>53946,78</b>	<b>53946,78</b>

##### b Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Tabel 4.8 Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

No	Sumber panas	Masuk(Kcal/jam)	Keluar(Kcal/jam)
1	Panas feed	11708,483	
2	Panas penguapan		3003271,3239
3	Panas produk		1198,87
4	Panas diserap dari pemanas	2992761,71	
	<b>TOTAL</b>	<b>3004470,193</b>	<b>3004470,193</b>

##### c Neraca Panas Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4.9 Neraca Panas Reaktor

No	Sumber panas	Masuk(Kcal/jam)	Keluar(Kcal/jam)
1	Panas reaktan	115622,03	
2	Panas reaksi	883,95	
3	Panas produk		119835,24
4	Beban panas pemanas		-3329,26
	<b>TOTAL</b>	<b>116505,98</b>	<b>116505,98</b>

**d Neraca Panas Separator-02 (SP-02)**

Tabel 4.10 Neraca Panas Separator-02 (SP-02)

No	Sumber panas	Masuk(Kcal/jam)	Keluar(Kcal/jam)
1	Panas masuk	112924,68	
2	Panas keluar		112008,30
3	Panas reaksi	10,45	
4	Panas yang dibuang		926,82
	<b>TOTAL</b>	<b>112935,12</b>	<b>112935,12</b>

**e Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)**

Tabel 4.11 Neraca Panas Menara Destilasi

No	Sumber panas	Masuk(Kcal/jam)	Keluar(Kcal/jam)
1	Panas masuk	390036,89	
2	Panas keluar		520242,98
3	Panas reaksi	1281941,98	
4	Panas yang dibuang		1151735,85
	<b>TOTAL</b>	<b>1671978,87</b>	<b>1671978,87</b>





#### **4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)**

Utilitas merupakan suatu unit yang berfungsi untuk menunjang proses utama pabrik. Unit utilitas harus ada karena sangat penting keberadaannya dalam suatu pabrik. Unit-unit yang tersedia adalah :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pembangkit udara tekan
4. Unit Pembangkit Listrik
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

##### **4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, maupun air danau sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik furfural alkohol ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan :

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah

Kebutuhan air pada pabrik furfural alkohol diperoleh dari Sungai yang terletak tidak jauh dari pabrik. Air yang diperlukan di lingkungan pabrik berasal dari air sungai dipergunakan untuk:

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
  - b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
  - c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi.
  - d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
2. Sebagai pemadam kebakaran.
  3. Air umpan boiler (*Boiler Feed Water*).

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$ .  $O_2$  masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar.

4. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini digunakan untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, dan masjid.

Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

5. Air minum

**Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :**

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut :

a. Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan secara fisis



Air sungai dialirkan ke unit pengolahan menggunakan pompa. Tahap awal adalah pengendapan yang ditujukan untuk memisahkan suspensi lumpur dan kotoran-kotoran yang melayang. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (*Powell,ST, p-14*).

c. Pengendapan secara kimia

Air akan masuk ke *premix tank* berfungsi mencampur air dengan menambahkan koagulan berupa tawas 5 % . Sehingga air berada dalam range pH 6,5-7,5. *Clarifier* berfungsi mengendapkan flok-flok di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke *sand filter* atau bak saringan pasir, yang berfungsi untuk menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di *clarifier*. Air dari *sand filter* dialirkan menuju bak penampung sementara. Air dari bak penampungan sementara ini dapat digunakan langsung untuk *make up* air pendingin, sedangkan air untuk perkantoran, pabrik dan air umpan boiler perlu diolah terlebih dahulu. Waktu tinggal dalam *clarifier* berkisar 2-8 jam (*Powell,ST, p-47*).

### **Unit Pengolahan Air Perkantoran**

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari bak penampung sementara masuk ke tangki klorinator. Tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman sebelum ditampung

dalam bak distribusi, yang kemudian di distribusikan untuk kebutuhan sehari-hari di kantor.

### **Unit Pengolahan Air Untuk Umpan Boiler**

Tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan boiler meliputi :

a. Unit Demineralisasi air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan lain-lain. dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

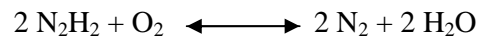
- ◆ Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- ◆ Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ . Serta diharapkan air yang digunakan mempunyai pH sekitar 6,1 – 6,2.

b. Unit Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi yang masih mengandung  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$  harus dihilangkan karena dapat menimbulkan korosi pada alat-alat

proses. Unit deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas ini. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia, bahan-bahan tersebut adalah :

- ♦ Hidrazin berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain seperti  $\text{CO}_2$  dihilangkan melalui stripping dengan uap air bertekanan rendah.

- ♦ Dari deaerator, ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan sulfat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) untuk mencegah terbentuknya kerak pada *heat exchanger*.

### Unit Pengolahan Air Untuk Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses, berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik. Air tersebut temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk dapat digunakan kembali air perlu didinginkan di *cooling tower*.

Kebutuhan air pendingin dapat dibagi menjadi :

Tabel 4.12 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah kebutuhan
		(kg/jam)
Kondensor-01	CD-01	953,0224
Kondensor-02	CD-02	5394,6249
Cooler-01	CL-02	308,7410
Cooler-02	CL-03	1380,1133
<b>Total</b>		<b>8036,5016</b>

#### 4.5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit steam dihasilkan dengan memakai boiler. Pada tahap awal dari pemakaian steam, air diuapkan dan mengalami kesetimbangan dengan air yang mendidih pada tekanan operasi. Uap air ini disebut uap jenuh dan setelah berkontak dengan zat yang dipanaskan maka steam akan menjadi kondensat.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang mungkin masih terlarut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 1 atm, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses. Kebutuhan steam pada reboiler sebesar 1590,5385 kg/jam.

#### 4.5.3 Unit Pembangkit Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk memenuhi kebutuhan instrumen, dengan tekanan sebesar 1 atm. Total kebutuhan udara instrumen adalah sebesar 500 kg/jam, yang dipenuhi oleh kompresor.

#### 4.5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik untuk penerangan, laboratorium, perkantoran, alat kontrol dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut, pabrik furfural alkohol menggunakan listrik dari PLN dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 80 kVA
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 2 buah

Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari generator 100%.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

a. Listrik untuk keperluan proses

- Peralatan proses

Tabel 4.13 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Kode alat	Nama Alat	Jumlah	Power (Hp)
P-01	Pompa-01	1	80
P-02	Pompa-02	1	1
P-03	Pompa-03	1	0.5
P-04	Pompa-04	1	0.5
P-05	Pompa-05	1	0.5
P-06	Pompa-06	1	1
P-07	Pompa-07	1	0.5
P-08	pompa-08	1	1
P-09	Pompa-09	1	0.5
EV-01	Expansion valve-01	1	220
EV-02	Expansion valve-02	1	40
<b>Total</b>			<b>345,5</b>

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 345,5 Hp

## ➤ Peralatan Utilitas

Tabel 4.14 Kebutuhan Listrik Utilitas

Kode alat	Nama Alat	Power (Hp)
PU-01	Pompa	10
PU-02	Pompa	0,5
PU-03	Pompa	0,5
PU-04	Pompa	0,5
PU-05	Pompa	0,5
PU-06	Pompa	0,5
PU-07	Pompa	0,5
PU-08	Pompa	0,5
PU-09 & 10	Pompa	1
PU-12	Pompa	0,5
PU-13	Pompa	0,5
PU-14	Pompa	0,5
PU-15	Pompa	0,5
PU-16	pompa	2
CTU	Cooling Tower (Fan)	5
TU-02	Tangki klorinator	1
B	Boiler	1
<b>Total</b>		<b>25,5</b>

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 25,5 Hp

*Over design* 10 %, maka total kebutuhan listrik = 64,25 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- ◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 3,2175 Hp
- ◆ Laboratorium, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 16,0875 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar :

$$64,25 \text{ Hp} + 3,2175 \text{ Hp} + 16,0875 \text{ Hp} = 83,655 \text{ Hp}$$

$$\left( (83,6556 \text{Hp} \times \frac{0,7457 \text{kVA}}{\text{Hp}}) \right) / 0,8 = 77,9775 \text{kVA}$$

Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik : 77,9775 kVA

#### 4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar *Industrial Diesel Oil* dan *fuel oil* yang merupakan bahan bakar dari boiler diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

Unit ini menyimpan kebutuhan bahan bakar untuk boiler sebesar 1590,5385 L/m<sup>3</sup> untuk kebutuhan selama 15 hari adalah 2,5222 m<sup>3</sup>. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 72,4542 L/m<sup>3</sup>, sehingga kapasitas tangki dengan *over design* 20% sebesar 506,4366 m<sup>3</sup>. Alat untuk penyediaan bahan bakar berupa tangki bahan bakar yang berbentuk tangki silinder tegak dengan *Conical Roof* dan *Flat Bottomed*.

#### 4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

##### 1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

- Fungsi : Mengendapkan kotoran- kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 10,1869 m<sup>3</sup>/jam

- Waktu tinggal : 12 jam
- Dimensi
  - Tinggi : 2,48 m
  - Lebar : 4,96 m
  - Panjang : 9,93 m
- Harga : Rp 8.000.000

## 2. Premix Tank (PTU)

- Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.
- Jenis : Tangki silinder berpengaduk
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : 8,4855 m<sup>3</sup>/jam
- Waktu tinggal : 5 menit
- Dimensi :
  - Diameter : 1,03 m
  - Tinggi : 1,03 m
- Pengaduk : *Marine Propeller 4 Baffle*
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 753,97



### 3. *Clarifier (CLU)*

- Fungsi : Mengendapkan flok-flok yang terbentuk pada pencampuran air.
- Jenis : *Circular Clarifiers*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : 8,4855 m<sup>3</sup>/jam
- Waktu tinggal : 4 jam
- Dimensi :
  - Diameter : 3,29 m
  - Tinggi : 4,8 m
- Harga : US \$ 769,84

### 4. *Sand Filter (SF)*

- Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang terdapat dalam air terutama yang berukuran kecil yang tidak mengendap dalam *clarifier*.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang
- Kapasitas : 10,1783 m<sup>3</sup>/jam
- Dimensi :
  - Tinggi : 2,44 m
  - Lebar : 2,44 m
  - Panjang : 2,44 m

- Tinggi *bed* : 3,85 m
- Harga : US\$ 514,78

#### 5. Bak Penampung Sementara (BU-02)

- Fungsi : Menampung sementara raw water yang telah disaring.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang.
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 10,1783 m<sup>3</sup>/jam
- Waktu tinggal : 0,5 jam
- Dimensi :
  - Tinggi : 0,68 m
  - Panjang : 2,73 m
  - Lebar : 2,73 m
- Harga : US\$ 531,75

#### 6. Tangki Klorinasi (TU)

- Fungsi : Tempat klorinasi untuk membunuh bakteri yang selanjutnya akan dipergunakan untuk keperluan kantor.
- Jenis : Tangki silinder berpengaduk
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

- Kapasitas : 1,3425 m<sup>3</sup>/jam
- Waktu tinggal : 15 menit
- Dimensi :
  - Diameter : 0,66 m
  - Tinggi : 0,99 m
- Harga : US \$ 735,97

#### 7. Tangki penyimpanan Dowterm E

- Fungsi : Menampung *Dowterm E* sebelum digunakan
- Jenis : Tangki silinder
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : 4,44 m<sup>3</sup>/jam
- Waktu tinggal : 6,5 menit
- Dimensi
  - Diameter : 0,74 m
  - Tinggi : 1,11 m
- Harga : US \$ 443,33

#### 8. Bak Distribusi (BU)

- Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang.

- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 51 m<sup>3</sup>
- Waktu tinggal : 12 jam
- Dimensi :
  - Tinggi : 1,5 m
  - Panjang : 8,2462 m
  - L ebar : 4,1231 m
- Harga : US\$ 415,87

#### 9. *Cooling Tower* (CTU)

- Fungsi : Me-recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 50 °C menjadi 30 °C.
- Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 8,3269 m<sup>3</sup>/jam
- Dimensi
  - Diameter : 1,92 m
  - Tinggi : 1,7250 m
- Harga : US \$ 739,68

#### 10. Bak air pendingin (BU)

- Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik

- Jenis : Bak persegi diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 8,3269 m<sup>3</sup>/jam
- Dimensi :
  - Tinggi : 0,80 m
  - Panjang : 3,21 m
  - L ebar : 3,21 m
- Harga : US \$ 759,68

#### 11. *Kation Exchanger* (KEU)

- Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation Ca dan Mg.
- Jenis : *Down Flow Cation Exchanger*.
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Jumlah : 3 buah (2 buah regenerasi)
- Kapasitas : 10,1783 m<sup>3</sup>/jam
- Resin : *Natural Greensand Zeolit*
- Waktu operasi : 24 jam
- Dimensi :
  - Diameter : 1,33 m
  - Tinggi : 1,57 m
- Harga : US \$ 766,3

## 12. *Anion Exchanger (AEU)*

- Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion Cl, SO<sub>4</sub>, NO<sub>3</sub>.
- Jenis : *Down Flow Anion Exchanger*
- Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Jumlah : 3 buah (2 buah regenari)
- Kapasitas : 10,1783 m<sup>3</sup>/jam
- Resin : *Weakly Basic Anion Exchanger*
- Waktu operasi : 24 jam
- Dimensi
  - Diameter : 1,03 m
  - Tinggi : 1,20m
- Harga : US \$ 663,5

## 13. *Deaerator (DU)*

- Fungsi : Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub>.
- Jenis : *Cold Water Vaccum Deaerator*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : 10,1783 m<sup>3</sup>
- Waktu tinggal : 2 jam
- Dimensi :

- Diameter : 2,30 m
- Tinggi : 5,39 m
- Harga : US \$ 769,84

#### 14. Tangki Larutan HCl

- Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan HCl untuk regenerasi *ion exchanger*
- Jenis : Tangki Silinder Tegak
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,15 m<sup>3</sup>
- Dimensi
  - Diameter : 0,48 m
  - Tinggi : 0,97 m
- Harga : US \$ 353,27

#### 15. Tangki Larutan NaCl

- Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaCl untuk regenerasi *ion exchanger*
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,03 m<sup>3</sup>

- Waktu tinggal : 1 bulan
- Dimensi
  - Tinggi : 0,56 m
  - Diameter : 0,28 m
- Harga : US \$ 241,59

#### 16. Tangki Larutan alum (TU-06)

- Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5%
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,85 m<sup>3</sup>
- Waktu tinggal : 1 minggu
- Dimensi
  - Tinggi : 1,74 m
  - Diameter : 0,87 m
- Harga : US \$ 753,97

#### 17. Tangki Larutan NaOH (TU-07)

- Fungsi : Membuat larutan NaOH yang berfungsi untuk meregenerasi *anion exchanger*.
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah



- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,85 m<sup>3</sup>
- Waktu tinggal : 1 minggu
- Dimensi
  - Tinggi : 1,74 m
  - Diameter : 0,87 m
- Harga : US \$ 733,9

#### **18. Tangki Larutan Kaporit (TU-08)**

- Fungsi : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan untuk sehari-hari.
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,05 m<sup>3</sup>
- Waktu tinggal : 1 minggu
- Dimensi
  - Tinggi : 0,34 m
  - Diameter : 0,17 m
- Harga : US \$ 2353,27

### 19. Generator (GU)

- Fungsi : Membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN padam
- Jenis : Generator diesel
- Jumlah : 2 buah
- Kapasitas : 80 kVA
- Kebutuhan listrik : 77,9775 kVA
- Jenis bahan bakar : *Industrial Diesel Oil (IDO)*
- Harga : US \$ 2011,11

### 20. Tangki Bahan Bakar Generator (TBU-01)

- Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar generator selama 1 minggu.
- Jenis : Tangki silinder dengan *Conical Roof* dan *Flat Bottomed*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 1662,9927 Ljam
- Dimensi
  - Diameter : 11,98 m
  - Tinggi : 4,49 m
- Harga : US \$ 2275,56

## 21. Pompa Bahan Bakar

- Fungsi : Memompa bahan bakar dari tangki penyimpanan ke diesel/boiler
- Jenis : *Centrifugal Pumps*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 8,53 m<sup>3</sup>/jam
- Power pompa : 0,16 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 206,19

## 22. Pompa Utilitas 1 (PU-01)

- Fungsi : Memompa air sungai ke BU-01.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 635 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM
- Power pompa : 9,23 Hp
- Power motor : 10 Hp
- Harga : US \$ 4118,22

### 23. Pompa Utilitas 2 (PU-02)

- Fungsi : Memompa air dari BU-01 ke PTU.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 8,03 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM
- Power pompa : 0,12 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 118,22

### 24. Pompa Utilitas 3 (PU-03)

- Fungsi : Memompa air dari PTU ke CLU.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 4,75 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM
- Power pompa : 0,07 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 118,02

**25. Pompa Utilitas 4 (PU-04)**

- Fungsi : Memompa air dari CLU ke SFU
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 14,01 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM
- Power pompa : 0,20 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 141,22

**26. Pompa Utilitas 5 (PU-05)**

- Fungsi : Memompa air dari SFU ke BU-02.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 14,01 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM
- Power pompa : 0,20 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 182,2

### 27. Pompa Utilitas 6 (PU-06)

- Fungsi : Memompa air dari BU-02 ke tangki klorinator
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 31,68 ft
- Kapasitas : 4,10 GPM
- Power pompa : 0,06 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 108,22

### 28. Pompa Utilitas 7 (PU-07)

- Fungsi : Memompa air dari bak penampung sementara ke bak air pendingin.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 16,29 ft
- Kapasitas : 5,09 GPM
- Power pompa : 0,04 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 101,22

### 29. Pompa Utilitas 8 (PU-08)

- Fungsi : Memompa air dari tangki klorinator ke bak penampung air.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 66,33 ft
- Kapasitas : 4,10 GPM
- Power pompa : 0,12 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 108,22

### 30. Pompa Utilitas 9 & 10 (PU-09&10)

- Fungsi : Memompa air pendingin dari bak air pendingin ke jaket pendingin reaktor dan kembali lagi ke bak melalui *Cooling Tower*
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 21,46 ft
- Kapasitas : 3,49 GPM
- Power pompa : 0,04 Hp
- Power motor : 0,5 Hp

- Harga : US \$ 191,62

### 31. Pompa Utilitas 11 & 12 (PU-11&12)

- Fungsi : Memompa air pendingin dari bak air pendingin ke kondensor dan kembali lagi ke bak melalui *Cooling Tower*
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 147,12 ft
- Kapasitas : 19,79 GPM
- Power pompa : 1,36Hp
- Power motor : 1,5 Hp
- Harga : US \$ 280,8

### 32. Pompa Utilitas 13 (PU-13)

- Fungsi : Memompa air dari BU-02 ke *kation exchanger.*
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 14,59 ft
- Kapasitas : 31,11 GPM
- Power pompa : 0,21 Hp



- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 98,08

### 33. Pompa Utilitas 14 (PU-14)

- Fungsi : Memompa air dari *kation exchanger* ke *anion exchanger*.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 11,75 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM
- Power pompa : 0,17 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 78,08

### 34. Pompa Utilitas 15 (PU-15)

- Fungsi : Memompa air dari *anion exchanger* ke Deaerator.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- *Head* : 25,49 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM

- Power pompa : 0,37 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 78,08

### 35. Pompa Utilitas 16 (PU-16)

- Fungsi : Memompa air dari Deaerator ke tangki air umpan boiler
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Head : 11,45 ft
- Kapasitas : 31,12 GPM
- Power pompa : 0,17 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 76,8

### 36. Pompa Utilitas 17 (PU-17)

- Fungsi : Memompa air dari tangki air umpan boiler ke boiler
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Head : 77,75 ft

- Kapasitas : 20,36 GPM
- Power pompa : 0,74 Hp
- Power motor : 1 Hp
- Harga : US \$ 160,22

## **4.6 Laboratorium**

### **4.6.1 Kegunaan Laboratorium**

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

- Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
- Menganalisa dan meneliti kualitas produk yang akan dipasarkan
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

#### 4.6.2 Program Kerja Laboratorium

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan “*Certificate of Quality*” untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (*additive*, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain)

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

#### 4.6.3 Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

- a. *Water Content Tester*, digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.
- b. *Viscosimeter Bath*, digunakan untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.
- c. *Hydrometer*, digunakan untuk mengukur spesifik gravity.
- d. *Thermoline*, digunakan untuk menentukan titik leleh.

## 4.7 Organisasi Perusahaan

### 4.7.1 Bentuk Organisasi

Kelancaran kerja dalam suatu perusahaan dipengaruhi oleh sistem organisasi yang ada pada perusahaan itu sendiri. Sesuai dengan produk dan kebutuhan pabrik, maka pabrik furfural alkohol dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini direncanakan berbentuk perseroan terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

- Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.
- Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
- Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- Efisiensi Manajemen. para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.

- Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.
- Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

#### **4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada. Guna memperoleh suatu sistem organisasi yang baik, maka perlu diperhatikan beberapa hal yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pembagian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

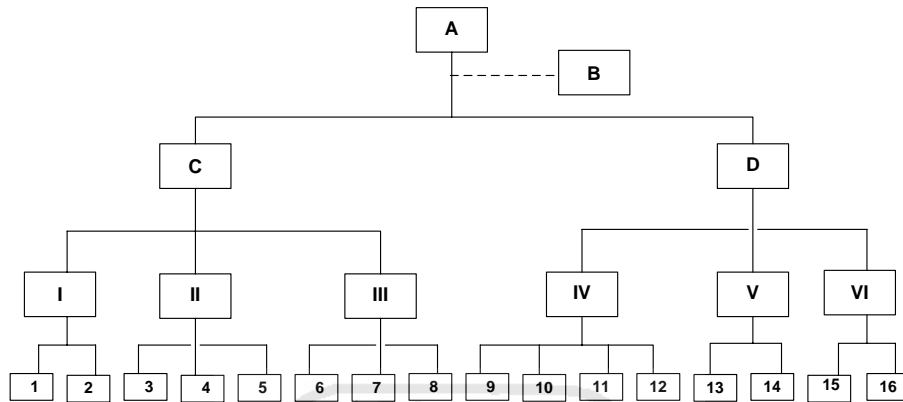
Pada perusahaan ini digunakan sistem *line and staff*, dimana garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bagian Produksi serta Kepala Bagian Keuangan dan Umum. Kepala Bagian membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bagian Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bagian Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat
- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

## STRUKTUR ORGANISASI



- A : Direktur Utama  
 B : Staff Ahli  
 C : Direktur Teknik dan Produksi  
 D : Direktur Keuangan dan Umum  
 I : Kepala Bagian Teknik  
 II : Kepala Bagian Produksi  
 III : Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan  
 IV : Kepala Bagian Umum  
 V : Kepala Bagian Pemasaran  
 VI : Kepala Bagian Keuangan  
 1 : Kepala Seksi Pemeliharaan  
 2 : Kepala Seksi Utilitas  
 3 : Kepala Seksi Proses  
 4 : Kepala Seksi Produksi  
 5 : Kepala Seksi Laboratorium  
 6 : Kepala Seksi Pengembangan  
 7 : Kepala Seksi Penelitian  
 8 : Kepala Seksi Pengendalian  
 9 : Kepala Seksi Personalia  
 10 : Kepala Seksi Humas  
 11 : Kepala Seksi Keamanan  
 12 : Kepala Seksi K3  
 13 : Kepala Seksi Pembelian  
 14 : Kepala Seksi Penjualan  
 15 : Kepala Seksi Administrasi  
 16 : Kepala Seksi Kas

Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan



### **4.7.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.7.5.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **4.7.5.2 Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain :

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan , alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi dan membantu tugas direksi untuk hal-hal yang penting.

#### **4.7.5.3 Direktur Utama**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan.

Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

#### 4.7.5.4 Staff Ahli

*Staff* ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang hukum

#### 4.7.5.5 Kepala Bagian

Tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

##### a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi produksi
- Seksi Laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

c. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian penelitian dan pengembangan membawahi :

- Seksi pengendalian
- Seksi pengembangan
- Seksi penelitian

d. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

e. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagaian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

f. Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan (K-3)

#### 4.7.5.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana kerja yang memiliki bagian sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

a. Kepala Seksi Proses

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Tugas seksi proses antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi dan
- Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

b. Kepala Seksi Pengendalian

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

c. Kepala Seksi Laboratorium

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal analisa produksi.

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- Menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- Menganalisa mutu produksi,
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

d. Kepala Seksi Produksi

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan produksi.

Tugas seksi Produksi antara lain :

- Mengawasi mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- Mengawasi mutu produksi, dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

e. Kepala Seksi Pemeliharaan

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

f. Kepala Seksi Utilitas

Bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

g. Kepala Seksi Penelitian

Bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

h. Kepala Seksi Administrasi

Bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

- Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

i. Kepala Seksi Keuangan

Bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- Mengamankan uang dan meramalkan kondisi keuangan masa depan,
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

j. Kepala Seksi Penjualan

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Tugas seksi Penjualan antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

k. Kepala Seksi Pembelian

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Tugas seksi pembelian antara lain :



- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

#### l. Kepala Seksi Personalia

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Tugas seksi Personalia antara lain :

- Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

#### m. Kepala Seksi Humas

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

Tugas seksi Humas antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

n. Kepala Seksi Keamanan

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik,

o. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K-3)

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut kesehatan dan keselamatan karyawan dan lingkungan.

Tugas seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja antara lain :

- Menjaga kesehatan dan keselamatan karyawan.
- Menjaga dan memelihara kesehatan lingkungan di area pabrik dan sekitarnya.

#### 4.7.4 Sistem Kepegawaian dan Gaji

Pada pabrik amil asetat ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

1. Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

## 2. Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

## 3. Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja.

Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

### 4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

#### 4.7.5.1 Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 WIB.
- Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- Jumat : 08.00 – 16.00 WIB.
- Istirahat : 11.30 – 13.00 WIB.

#### 4.7.5.2 Jadwal Shift

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 07.00 – 15.00 WIB.
- Shift II : 15.00 – 23.00 WIB.
- Shift III : 23.00 – 07.00 WIB.

Setelah dua hari masuk shift II, dua hari shift III, dan dua hari shift I, maka karyawan shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja shift, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

#### 4.7.6 Penggolongan Jabatan, Karyawan dan Jumlah Gaji

##### 4.7.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 4.15 Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Industri, S1/S2, minimal pengalaman kerja 5 tahun.
3.	Direktur	Sarjana Teknik Kimia, S1/S2, minimal pengalaman kerja 3 tahun.
5.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
6.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
7.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
8.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
9.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.

10.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
11.	Kepala Seksi	Sarjana Teknik Kimia, S1, minimal pengalaman kerja 1 tahun.
12.	Operator	Sarjana Muda, DIII
13.	Sekretaris	Akademi Sekretaris, D3/S1, minimal pengalaman kerja 1 tahun.
13.	Karyawan	Sarjana, S1
14.	Medis	Dokter
16.	Lain-lain	SMU/Sederajat

#### 4.7.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.16. Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian

NO	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur utama	1
2.	Direktur teknik dan produksi	1
3.	Direktur administrasi dan pemasaran	1
4.	Kepala bagian proses dan utilitas	1
5.	Kepala bagian pemeliharaan, listrik, dan instrumentasi	1
6.	Kepala bagian penelitian, pengembangan, dan pengendalian mutu	1
7.	Kepala bagian keuangan dan pemasaran	1
8.	Kepala bagian administrasi	1
9.	Kepala bagian umum	1
10.	Kepala bagian HRD	1
11.	Kepala seksi utilitas	1
12.	Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel	1
13.	Kepala seksi personalia	1
14.	Kepala seksi listrik dan instrumentasi	1
15.	Kepala seksi penelitian dan pengembangan	1
16.	Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu	1
17.	Kepala seksi Keuangan	1
18.	Kepala seksi Pemasaran	1
19.	Kepala seksi Proses	1
20.	Kepala seksi Pengendalian	1
21.	Kepala seksi Laboratorium	1
22.	Kepala seksi Penelitian	1
23.	Kepala seksi Pengembangan	1

24.	Kepala seksi Pemeliharaan	1
25.	Kepala seksi Tata usaha	1
26	Kepala seksi humas dan keamanan	1
27	Kepala seksi kesehatan dan keselamatan kerja	1
28	Kepala shift unit proses	1
29	Kepala shift unit utilitas	1
30	Kepala shift unit pemeliharaan dan bengkel	1
31	Kepala shift unit listrik dan instrumentasi	1
32	Kepala shift unit keamanan	1
33	Staf I unit penelitian dan pengembangan	3
34	Staf I unit laboratorium dan pengendalian mutu	3
35	Staf I unit keuangan	3
36	Staf I unit pemasaran	3
37	Staf I unit kesehatan dan keselamatan kerja	3
38	Staf II unit penelitian dan pengembangan	3
39	Staf II unit laboratorium dan pengendalian mutu	5
41	Staf II unit keuangan	2
42	Staf II unit pemasaran	2
43	Staf II unit tata usaha	2
44	Staf II unit personalia	2
45	Staf II unit humas dan keamanan	2
46	Staf III unit keuangan	3
47	Staf III unit pemasaran	3
48	Staf III unit tata usaha	3
49	Staf III unit personalia	3
50	Operator unit proses	15
51	Operator unit utilitas	15
52	Operator unit pemeliharaan dan bengkel	15
53	Operator unit listrik dan instrumentasi	15
54	Operator unit laboratorium dan pengendalian mutu	15
55	Satpam	15
56	Karyawan kesehatan dan keselamatan kerja	10
57	Sopir	20
58	Petugas kebersihan	10
59	Pesuruh	10
	Total	211

#### 4.7.6.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.17 Perincian Golongan dan Gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp 15.000.000,00
2	Direktur	Rp 10.000.000,00
3	Kepala Bagian	Rp 7.000.000,00
4	Kepala Seksi	Rp 5.000.000,00
5	Kepala Shift	Rp 3.000.000,00
6	Staf unit I	Rp 2.500.000,00
7	Staf unit II	Rp 2.000.000,00
8	Staf unit III	Rp 1.500.000,00
9	Satpam	Rp 1.000.000,00
10	Karyawan kesehatan dan keselamatan kerja	Rp 1.000.000,00
11	Petugas kebersihan	Rp 1.000.000,00
12	Sopir	Rp 1.000.000,00
13	Pesuruh	Rp 1.000.000,00

#### 4.7.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

1. *Salary*
  - a. *Salary*/bulan
  - b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*
  - c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan
  - a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
  - b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.
    - 1,5 % tanggungan perusahaan
    - 2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
  - a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
  - b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
4. Perumahan  
Untuk staff disediakan mess.
5. Rekreasi
  - a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
6. Kenaikan gaji dan promosi



- a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
  - b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.
7. Hak cuti dan ijin
- a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari.
  - b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.
8. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stel.

#### **4.7.8 Manajemen Produksi**

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang bertugas menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

#### **4.8 Analisis Ekonomi**

Perhitungan evaluasi ekonomi prarancangan pabrik furfural alkohol dari furfural dan hidrogen meliputi penentuan harga alat, investasi biaya operasi, dan analisa kelayakan. Tujuan dari analisa ekonomi adalah untuk mengetahui tingginya keuntungan pabrik, yang meliputi::

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*

3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Investment*) yang terdiri atas:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

#### 4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, p-.16})$$

Dalam hubungan ini:

$$E_x = \text{harga alat pada tahun X}$$

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

$N_x$  = nilai indeks tahun X

$N_y$  = nilai indeks tahun Y

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^x \quad (\text{Aries Newton, p-6})$$

Dimana:

$E_a$  = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

$E_b$  = Harga alat dengan kapasitas dicari.

$C_a$  = Kapasitas alat A.

$C_b$  = Kapasitas alat B.

$x$  = Eksponen.

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhouse 2<sup>th</sup> edition.

#### 4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan = 2015

Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 9.500,00

### 4.8.3 Perhitungan Biaya

#### 4.8.3.1 *Capital Investment*

*Capital investment* adalah biaya atau pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan pabrik beserta fasilitas dan pengoperasiannya.

*Capital investment* terdiri dari:

- a. *Fixed Capital Investment* adalah biaya-biaya untuk mendirikan pabrik beserta fasilitas serta pembuatannya, merupakan biaya sebelum pabrik berjalan.
- b. *Working Capital* adalah biaya-biaya untuk menjalankan usaha atau menjalankan operasi dari pabrik, merupakan biaya setelah pabrik berjalan.

#### 4.8.3.2 *Manufacturing Cost*

*Manufacturing cost* merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dalam pembuatan produk. *Manufacturing cost* terdiri dari :

- a. *Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

- d. *General Expanses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 4.8.3.3 *General Expense*

*General expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 4.8.4 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisis atau evaluasi kelayakan.

##### 4.8.4.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

*Return of Investment* adalah kemampuan perusahaan untuk mengembalikan modal yang ditanam.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr ofit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\text{FCI} = \text{Fixed Capital Investment}$$

##### 4.8.4.2 *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* adalah waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang ditanam.

#### 4.8.4.3 *Discounted Cash Flow Of Return (DCFR)*

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

#### 4.8.4.4 *Break Even Point (BEP)*

*Break even point* adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

$$\text{BEP} = \frac{Fa \times 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Dengan:

$Fa$  = *Annual Fixed Expense*

$Ra$  = *Annual Regulated Expense*

$Va$  = *Annual Variabel Expense*

$Sa$  = *Annual Sales Value Expense*

#### 4.8.4.5 *Shut Down Point (SDP)*

*Shut down point* adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \%$$

#### 4.8.5 Hasil Perhitungan

##### 4.8.5.1 Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

###### A. *Modal Tetap (Fixed Capital Investment)*

Tabel 4.18 *Fixed Capital Investment*

No.	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Delivered Equipment</i>	1515547,67	
2	<i>Equipment Instalation</i>	134953,36	325601760,45
3	<i>Piping</i>	232955,21	228938737,8
4	<i>Instrumentation</i>	130133,60	45787747,56
5	<i>Insulation</i>	33738,34	76312912,6
6	<i>Electrical</i>	107105,84	
7	<i>Buildings</i>		60000000000
8	<i>Land and Yard Improvement</i>		216000000000
9	<i>Utilities</i>	1267825,45	8000000,00
	<b><i>Physical Plant Cost</i></b>	3987709,62	
10	<i>Engineering and Construction</i>	996927,40	69316027590,99
	<b><i>Direct Plant Cost</i></b>	4984637,02	346580137954,94
11	<i>Contractor's Fee</i>	249231,85	34658013795,49
12	<i>Contingency</i>	747695,55	51987020693,24
	<b><i>Fixed Capital</i></b>	5981564,43	433225172443,67

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.500,0

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= (\$5981564,43 x Rp. 9.500 / \$ 1) + Rp 433225172443,67

= Rp. 490050034508,99

### Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.19. *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	713558,67	
2	<i>In Process Inventory</i>	9235,41054	47637278,19
3	<i>Product Inventory</i>	1231388,072	6351637091,45
4	<i>Extended Credit</i>	3775242,69	
5	<i>Available Cash</i>	1231388,072	6351637091,45
	<b>Total Working Capital</b>	6960812,91	12750911461,08

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.500,00

Sehingga *Total Working Capital* :  
 $= (\$6960812,91 \times \text{Rp. } 9.500 / \$ 1) + \text{Rp } 12750911461,08$   
 $= \text{Rp } 78878634102,78$

#### 4.8.5.2 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

##### A. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.20. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Materials</i>	8562704,02	
2	<i>Labor Cost</i>		505200000
3	<i>Supervisor</i>		505200000
4	<i>Maintenance</i>		303120000
5	<i>Plant Supplies</i>		303120000
6	<i>Royalties and Patents</i>	906058,24	
7	<i>Utilities</i>		10473340680
	<b>Direct Manufacturing Cost</b>	9468762,26	16363972679,68
1	<i>Payroll and Overhead</i>		505200000
2	<i>Laboratory</i>		505200000
3	<i>Plant Overhead</i>		2526000000



4	<i>Packaging and Shipping</i>	4530291,22	
	<b><i>Indirect Manufacturing Cost</i></b>	4530291,22	3536400000
1	<i>Depreciation</i>	598156,4428	43322517244
2	<i>Property Taxes</i>	119631,2886	8664503449
3	<i>Insurance</i>	59815,64428	4332251724
	<b><i>Fixed Manufacturing Cost</i></b>	777603,3756	56319272417,68
	<b><i>Total Manufacturing Cost</i></b>	14776656,86	76219645097,36

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.500,00

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

$$= (\$ 14776656,86 \times \text{Rp. } 9.500 / \$ 1) + \text{Rp } 76219645097,36$$

$$= \text{Rp } 216597885297,99$$

### B. *General Expense*

Tabel 4.21. *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Administration</i>	739.040,4559	4.420.425,176
2	<i>Sales</i>	2.217.121,368	13.261.275,529
3	<i>Research</i>	739.040,4559	4.420.425,176
4	<i>Finance</i>	1.645.576,617	28.567.781,982
	<b><i>General expense</i></b>	5.340.778,896	50.669.907.863,89

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.500,00

Sehingga *Total General Expense* :

$$= (\$ 5.340.778,896 \times \text{Rp. } 9.500 / \$ 1) + \text{Rp } 50.669.907.863,89$$

$$= \text{Rp } 93325011268,63$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{MC} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp } 216597885297,99 + 93325011268,63$$

$$= \text{Rp } 309922896566,62$$

#### 4.8.5.3 Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp 430.377.666.324,49

Total Biaya Produksi = Rp 309922896566,62

Pajak keuntungan sebesar 50 % Pb (*Aries and Newton, p-190*)

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 311529214611,45

Keuntungan Setelah Pajak = Rp 155764607305,72

#### 4.8.5.4 Analisis Kelayakan

##### 1. *Persent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit}}{FCI} \times 100\%$$

ROI sebelum Pajak = 63,57 %

ROI setelah Pajak = 31,79 %

##### 2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{FCI}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

POT sebelum Pajak = 1,36 tahun

POT setelah Pajak = 2,39 tahun

##### 3. *Break Even Point (BEP)*

*Fixed Manufacturing Cost (Fa)* = Rp 63706504486,17

<i>Variabel Cost (Va)</i>	= Rp 143464348811,82
<i>Regulated Cost (Ra)</i>	= Rp 102752043268,63
<i>Penjualan Produk (Sa)</i>	= Rp 430377666324,49

$$\text{BEP} = \frac{Fa \times 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

$$\text{BEP} = 43,97 \%$$

#### 4. *Shut Down Point (SDP)*

$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \%$$

$$\text{SDP} = 14,34 \%$$

#### 5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur Pabrik	= 10 tahun
-------------	------------

Fixed Capital (FC)	= Rp 490050034508,99
--------------------	----------------------

Working Capital (WC)	= Rp 78878634102,78
----------------------	---------------------

Cash Flow (CF)	= Rp 243945150700,76
----------------	----------------------

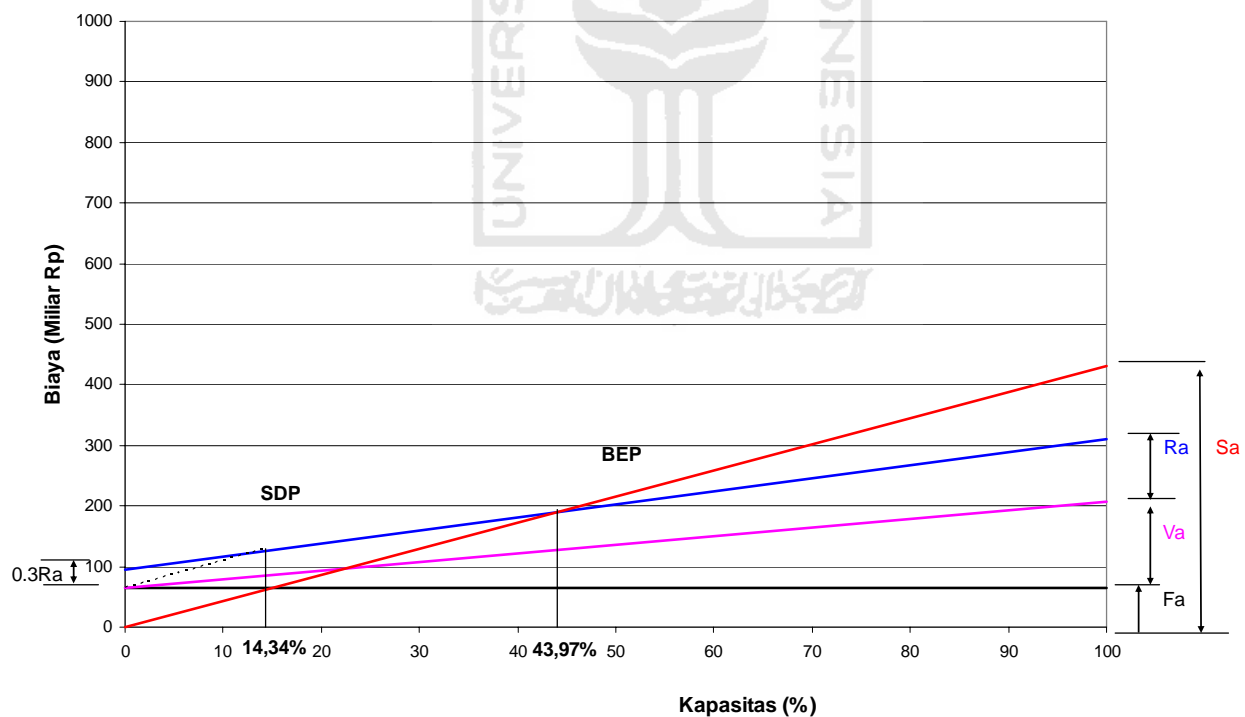
Salvage Value (SV)	= Rp 49005003450,90
--------------------	---------------------

DCFR	= 22,24 %
------	-----------

Bunga Bank rata-rata saat ini = 10 % sampai 15 %

0,3 Ra merupakan besarnya biaya yang harus tetap dibayar meskipun pabrik tidak melakukan kegiatan produksi atau tidak beroperasi. Komponen – komponen yang termasuk dalam biaya ini adalah gaji buruh dan *maintenance*.

Dari grafik BEP dan SDP terlihat bahwa perpotongan antara garis total penjualan ( $S_a$ ) dengan garis total biaya akan menunjukkan titik impas dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan dan tidak mengalami kerugian (BEP) yaitu pada saat kapasitas produksi sebesar 43,97 %. Pabrik mulai mendapatkan keuntungan saat kapasitas produksinya di atas 43,97 %. Perpotongan antara garis sejajar garis pengeluaran rutin pabrik ( $R_a$ ) dengan garis 0,3  $R_a$  sejajar total biaya akan menunjukkan titik SDP dimana pabrik sebaiknya ditutup karena pabrik mengalami kerugian. Hal ini terjadi pada saat kapasitas produksi pabrik sebesar 14,34 %.



Gambar 4.7 Grafik hubungan kapasitas produksi dan biaya



## BAB V

### KESIMPULAN

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi (Suhu dan Tekanan Operasi) yang ada, maka pabrik furfural alkohol dari furfural dan hidrogen tergolong sebagai pabrik beresiko rendah. Perhitungan evaluasi ekonomi menunjukkan :

1. *Persen Return on Investment* (ROI) sebelum pajak besarnya 63,57%. menurut Aries dan Newton (1955) nilai minimum ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi sebesar 44 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,36 tahun. Menurut Aries dan Newton, POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimum 2 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) besarnya 43,97 %. Pendirian pabrik kimia umumnya BEP sebesar 40 % sampai 60 %.
4. *Shut Down Point* (SDP) besarnya 14,34 %.
5. *Discounted Cash Flow* (DCF) besarnya 22,24 %. Suku bunga bank pada saat ini sekitar 10 %, jadi DCF lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik furfural alkohol dari furfural dan hidrogen dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak untuk di dirikan.

**DAFTAR PUSTAKA**

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Biro Pusat Statistik , 2004-2008, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", Indonesian Foreign Trade Statistic Import : Yogyakarta.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, "An Introduction to Chemical Engineering Design", Pergamon Press Ltd., Singapore.
- Faith, W.L., Keyes, P.B., and Clark, R.L., 1957, "Industrial Chemistry", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Kern, D.G. 1950, "Process Heat Transfer," Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1951, "Encyclopedia of Chemical Technology", Interscience Encyclopedia, Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1962, " Chemical Reaction Engineering", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965," Applied Process Design for Chemical and Petrochemical", vol. I-III, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc Cabe, W.L. and Smith, J.C., 1985, "Unit Operations of Chemical Engineering", Mc Graw Hill Book Co., New York.
- Perry, et all, 1984," Perry's Chemical Engineering Hand Book", 6<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., London.

Powell, S.T., 1954, "Water Condition for Industry", Mc Graw Hill Book Co., New York.

Treyball, R.E., 1985, " Mass Transfer Operations", 3th ed., Mc Graw Hill Book Co., Singapore.

Ulrich, G.D., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley and Sons, Inc., New York.

U.S. Patent 2,754,304 by J. R. Coley at al (to standard oil co, Indiana), Nov 24, 1958.





## 1. REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan furfural dan hidrogen dengan katalisator *Cooper sodium silicate* 20% menjadi furfural alkohol.

Tipe : *Fixed bed multi tube*

Kondisi : Non Isotermal

Suhu : 428 K : 155 – 168,9 °C

Tekanan : 14,7 psia : 1 atm

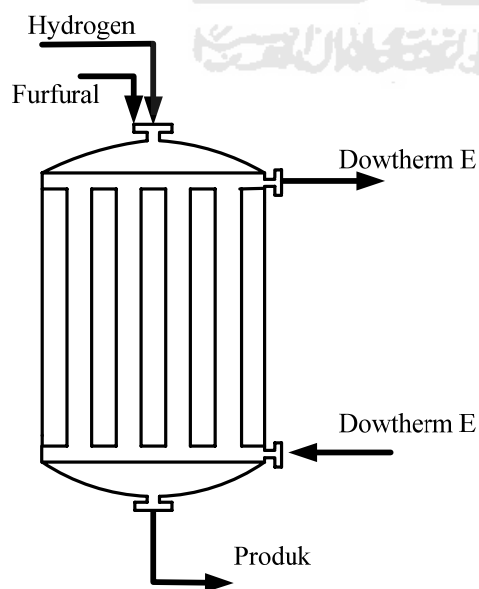
Fase : Gas

Waktu reaksi : 9 detik  
: 0,0025 jam

Konversi : 0,988



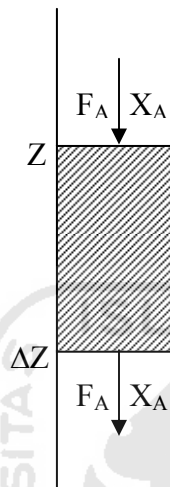
(US. Patent 27548304, 1956)



## 2. Menghitung Tinggi Bed Reaktor dan Suhu Keluar Reaktor

- a. Menentukan persamaan profil perubahan konversi terhadap panjang reaktor

Jika ditinjau sebuah *tube* sepanjang reaktor, profil aliran gas dalam *tube* :



Asumsi keadaan reaktor dalam keadaan steady state maka laju akumulasi = 0.

laju input – laju output – laju reaksi = laju akumulasi

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \Delta W = 0 \quad (1)$$

dimana :

$$\Delta W = \Delta V_t \cdot \rho_B \cdot (1 - \varepsilon) \quad (2)$$

$$\Delta V_t = N_t \cdot A \cdot \Delta Z \quad (3)$$

$$A = D_{it}^2 \cdot \left( \frac{\pi}{4} \right) \quad (4)$$

Dari ketiga persamaan diatas didapat persamaan sebagai berikut :

$$\Delta W = N_t \cdot \rho_B \cdot D_{it}^2 \cdot \left( \frac{\pi}{4} \right) \cdot \Delta Z \cdot (1 - \varepsilon) \quad (5)$$

Dengan mensubstitusikan persamaan (5) pada persamaan (1) didapat persamaan sebagai berikut :

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_{it}^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \Delta Z (1-\varepsilon) = 0$$

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_{it}^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \Delta Z (1-\varepsilon)}{\Delta Z} = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_{it}^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1-\varepsilon)$$

$$\frac{-dF_A}{dZ} = (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_{it}^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1-\varepsilon) \quad (6)$$

dimana :

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A) \quad (7)$$

$$dF_A = dF_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = F_{A0} \cdot (-dX_A) \quad (8)$$

Dengan mensubstitusikan persamaan (8) pada persamaan (6), didapat persamaan sebagai berikut :

$$\frac{F_{A0} \cdot dX_A}{dZ} = (-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_{it}^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1-\varepsilon)$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot D_{it}^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1-\varepsilon)}{F_{A0}} \quad (9)$$

dimana :

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$C_{A0} = \frac{N_{A0}}{V}, V \frac{NRT}{PT}$$

$$C_{AO} = \frac{N_{AO}PT}{N_tRT}$$

$$\begin{aligned} C_{AO} &= 0,0137(1 - 0,988) \\ &= 0,0002 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$r_A = k \times C_{AO}(1 - X_A)$$

$$r_A = k \left( \frac{N_{AO}PT}{N_tRT} \right)$$

b. Menentukan konstanta kecepatan reaksi

$$k = Ae^{-E/RT}$$

$$\begin{aligned} k &= 0,0035 \times \exp(-415,89) \times 428 \\ &= 0,0009 \end{aligned}$$

$$F_{A0} = \text{umpan furfural} = 13,0260 \text{ kmol/jam}$$

$$P = \text{tekanan total} = 1 \text{ atm}$$

$$ID_t = \text{diameter dalam tube} = 1,05 \text{ in} = 0,0267 \text{ m}$$

$$\rho_B = \text{massa jenis katalis} = 0,475 \text{ gr/cm}^3$$

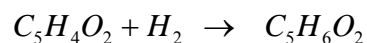
$$N_t = \text{jumlah tube} = 430 \text{ tube}$$

$$Z = \text{panjang tube dihitung dari atas reaktor}$$

$$X_A = \text{konversi furfural}$$

$$\varepsilon = \text{porositas katalis} = 0,38$$

Reaksi pembentukan furfural alkohol :



$$X_1 = X_A = 0,988$$

b. Menentukan persamaan profil perubahan suhu terhadap panjang reaktor

Reaktor *fixed bed multi tube* menyerupai alat penukar panas dimana umpan masuk ke dalam *tube* yang berisi katalis dan media pendingin mengalir di *shell*.

Untuk keadaan *steady state*,

panas masuk + panas yang dihasilkan = panas keluar

$$H_{in} - H_{out} + Q = 0 \quad (10)$$

jika :

$$\Delta Q = U (T - T_s) \Delta A \quad (11)$$

$$\Delta H = \Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T - (\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X_A \quad (12)$$

$$\Delta A = \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t \cdot \Delta Z \quad (13)$$

Dengan mensubstitusikan persamaan (11), (12), dan (13) ke dalam persamaan (10)

didapat persamaan sebagai berikut :

$$[\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T - (\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_z - [\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T - (\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_{z+\Delta z} + U(T - T_s) \Delta A = 0$$

$$[\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T]_z - [\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T]_{z+\Delta z} - [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_z + [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_{z+\Delta z} + U(T - T_s) \Delta A = 0$$

$$[\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T]_z - [\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \Delta T]_{z+\Delta z} = [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_z - [(\Delta H_{rT}) F_{A0} \cdot \Delta X]_{z+\Delta z} - U(T - T_s) \Delta A$$

Persamaan di atas dibagi dengan  $\Delta Z$ , kemudian dilimitkan dengan  $\Delta Z \rightarrow 0$  sehingga

diperoleh persamaan :

$$\frac{\Sigma(F_i \cdot Cp_i) dT}{dZ} = (\Delta H_{rT}) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} + U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t$$

Untuk semua *tube* :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta H_{rT}) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} + U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t}{\Sigma(F_i \cdot Cp_i)} \quad (14)$$

dimana :

$$\Delta H_r = \Delta H_f^{\circ}{}_{298} + \Delta H_{548} = \Delta H_f^{\circ}{}_{298} + \Sigma(\Delta H_{\text{produk}(283)} - \Delta H_{\text{reak tan}(283)})$$

Dari neraca panas reaktor :

$$\Delta H_f^{\circ}{}_{298} = -2445.3111 \text{ kkal / kmol}$$

$$\Delta H_{298} = -883.9453 \text{ kkal / jam}$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{Produk}} + \Delta H_{\text{reak tan}}$$

$$= -3329.2564 \text{ kkal/jam}$$

dengan

Z = tebal tumpukan katalis

F<sub>A0</sub> = laju aliran furfuril alkohol = 12,87 kmol/jam

Ud = koefisien perpindahan panas *overall* = 334,3742 KJ/ jam m<sup>2</sup>.°K

T = suhu reaktor

T<sub>s</sub> = suhu pendingin

OD<sub>t</sub> = diameter luar *tube* = 1,9 in = 0,0483 m

N<sub>t</sub> = jumlah *tube* dalam reaktor = 430 *tube*

c. Menentukan persamaan profil perubahan temperatur pendingin terhadap panjang reaktor

Untuk keadaan steady state,

$$W_s \cdot C_{p_s} \cdot \Delta T_s \Big|_z - W_s \cdot C_{p_s} \cdot \Delta T_s \Big|_{z+\Delta z} + U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t \cdot \Delta Z = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{W_s \cdot C_{p_s} \cdot \Delta T_s \Big|_z - W_s \cdot C_{p_s} \cdot \Delta T_s \Big|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} = -U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U (T - T_s) \pi \cdot D_{ot} \cdot N_t}{W_s \cdot C_{p_s}}$$

(16)

dimana :

$W_s$  = jumlah pendingin = 4406,3957 kg/jam = 1223,9988 gr/detik

$C_{ps}$  = kapasitas panas pendingin = 0,2718 kal/gr.K

$U_d$  = koefisien perpindahan panas *overall* = 334,3742 Kj/jam.m<sup>2</sup>.K

$OD_t$  = diameter luar *tube* = 1,9 in = 0,0483 m

$N_t$  = jumlah *tube* dalam reaktor = 430 *tube*

$T$  = suhu reaktor

$T_s$  = suhu pendingin

$Z$  = tebal tumpukan katalis

Menentukan panjang *tube* dengan menggunakan persamaan-persamaan dibawah ini :

$$1. \frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) N_t \cdot \rho_B \cdot IDt^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (1-\varepsilon)}{F_{A0}}$$

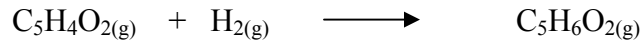
$$2. \frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta H_R) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} + U_d \pi \cdot IDt \cdot N_t (T - T_s)}{\Sigma(F_i \cdot C_{p_i})}$$

$$3. \frac{dT_s}{dZ} = \frac{U_d (T - T_s) \pi \cdot D \cdot N_t}{W_s \cdot C_{p_s}}$$

$$4. \frac{dp}{dZ} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot Dp} \frac{(1-\varepsilon) 150 (1-\varepsilon) \pi}{(\varepsilon)^3 DP} + 1,75G$$

Reaktor terdiri dari suatu *shell* dan *tube* vertikal dengan katalis berada pada *tube* sedangkan pendingin berada di *shell* untuk mengambil panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis.

Reaksi :



### 1. Menghitung Laju Volumetrik Umpan.

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_r)^{1,6}} \quad (\text{Pers.3-61, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_r)^{4,2}} \quad (\text{Pers.3-62, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$\frac{B.P_c}{R.T_c} = B^0 + \omega.B^1 \quad (\text{Pers.3-59, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$Z = 1 + \left[ \frac{B.P_c}{R.T_c} \right] \left[ \frac{P_r}{T_r} \right] \quad (\text{Pers.3-58, Smith \& Van Ness, ed. 6, hal. 102})$$

$$V_g = \frac{n.Z.R.T}{P}$$

Tabel A-1 Umpan masuk reaktor

Komponen	Kmol/jam	Pc (bar)	Tc (K)	$\omega$	Tr	Pr
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	13,0260	55,12	657	0,444	0,674	0,055
H <sub>2</sub> O	1,0580	220,55	647,13	0,345	0,685	0,014
H <sub>2</sub>	65,1301	13,13	33,18	0,22	13,351	0,229
N <sub>2</sub>	0,0473	33,94	126,1	0,04	3,513	0,089



Pr/Tr	B <sup>o</sup>	B <sup>1</sup>	B.Pc/R.Tc	Z	V(m <sup>3</sup> )	yi.V
0,0809	-0,710	-0,761	-1,048	0,915	144,197	23,6976
0,0199	-0,691	-0,706	-0,934	0,981	12,558	0,1676
0,0171	0,076	0,139	0,107	1,002	789,171	648,4716
0,0252	0,026	0,138	0,032	1,001	0,573	0,0003
$\Sigma$						<b>672,3372</b>

Laju Volumetrik umpan Reaktor = 672,3372 m<sup>3</sup>/jam

## 2. Menghitung Berat Molekul dan Densitas Umpan

Tabel A-2 Densitas campuran

Komponen	Kmol/jam	BMi	kg/jam	Yi	Yi.BMi
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	13,0260	96,0860	1251,6176	0,1643	15,7910
H <sub>2</sub> O	1,0580	18,0150	19,0602	0,0133	0,2405
H <sub>2</sub>	65,1301	2,0150	131,2371	0,8217	1,6557
N <sub>2</sub>	0,0473	28,0130	1,3256	0,0006	0,0167
$\Sigma$	<b>79,2614</b>		<b>1403,2405</b>		<b>17,7040</b>

Berat Molekul umpan Reaktor = 17,7040

$$\begin{aligned} \text{Densitas umpan} = \rho &= \frac{m}{v} = \frac{1403,2405}{672,3372} \\ &= 2,0871 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

## 3. Menghitung Viskositas Umpan

$$\mu = 2,6693 \times 10^{-5} \frac{\sqrt{MT}}{\sigma^2 \Omega_{\mu}} \quad (\text{Pers. 1.4 -18, Bird, hal.23})$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n Y_j \Phi_{ij}} \quad (\text{Pers. 1.4 -19, Bird, hal.24})$$

T = Suhu masuk reaktor 428 °K

Tabel A-3 Viskositas gas umpan

Komponen	Yi	B <sub>Mi</sub>	μ <sub>gas</sub> (mikropoise)	μ <sub>gas</sub> (kg/s.m)
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	0,1643	96,0860	1,233E+02	1,2334E-05
H <sub>2</sub> O	0,0133	18,0150	1,625E+02	1,6247E-05
H <sub>2</sub>	0,8217	2,0150	1,207E+02	1,2070E-05
N <sub>2</sub>	0,0006	28,0130	2,452E+02	2,4518E-05

μ <sub>gas</sub> (kg/jam.m)	μ <sub>gas</sub> (lb/ft.jam)	Y <sub>i</sub> .μ <sub>gas</sub> (kg/jam.m)	Y <sub>i</sub> .μ <sub>gas</sub> (lb/ft.jam)	y <sub>i</sub> .μ <sub>gas</sub>
0,0444	0,0298	0,0073	4,9055E-03	20,2706
0,0585	0,0393	0,0008	0,0005	2,1687
0,0435	0,0292	0,0357	0,0240	99,1771
0,0883	0,0593	0,0001	3,54237E-05	0,1464
Σ		<b>0,0438</b>		<b>121,7628</b>

Viskositas umpan Reaktor = 0,0438 kg/jam.m

#### 4. Menghitung Konduktivitas Umpan

Harga  $k_{\text{campuran}}$  dihitung dengan persamaan sebagai berikut,

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel A-4 Konduktivitas gas umpan

Komponen	Yi	$K_{\text{gas}}$ (W/m.K)	$Y_i \cdot K_{\text{gas}}$ (W/m.K)
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	0,1643	2,0147E-02	3,3110E-03
H <sub>2</sub> O	0,0133	3,3891E-02	4,5239E-04
H <sub>2</sub>	0,8217	2,4217E-01	1,9900E-01
N <sub>2</sub>	0,0006	3,6540E-02	0,0000
$\Sigma$			2,0278E-01

Konduktivitas umpan Reaktor = 0,1744 kkal/ jam.m. K

### Harga Z untuk gas umpan

Tabel A-5 Harga Z untuk gas umpan

Komponen	Tci (K)	Pci (bar)	$\omega$	$y_i \cdot T_{ci}$	$y_i \cdot P_{ci}$	$y_i \cdot \omega$
C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	657	55,12	0,444	107,973	9,0586	0,0730
H <sub>2</sub> O	647,13	220,55	0,345	8,6382	2,944	0,0046
H <sub>2</sub>	33,18	13,13	0,22	27,2644	10,7891	0,1808
N <sub>2</sub>	126,1	33,94	0,04	0,0753	0,0202	2,3881E-05
Jumlah				143,9508	22,8119	0,2584

Umpan masuk reaktor pada kondisi :

$$T = 155 \text{ } ^\circ\text{C} = 428 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T_r = T/T_c = 3,0774$$

$$P_r = P/P_c = 0,1300$$

$$\omega = 0,2584$$

$$Z = 1 + B \cdot PC / R \cdot T_c (Pr/Tr)$$

dimana :

$$B.Pc / R.Tc = B^\circ - wB'$$

$$B^\circ = 0,083 - (0,422 / Tr1,6)$$

$$B' = 0,139 - (0,172 / Tr4,2)$$

$$Z = 1,0087$$

$$R = \text{konstanta gas} = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol.K}$$

(Smith Van Ness, p.470)

## 5. Spesifikasi Katalis

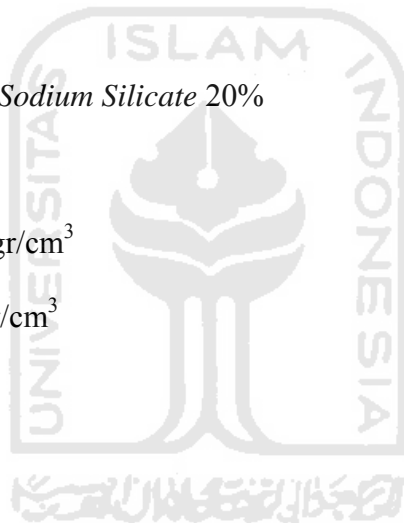
Jenis Katalis = *Cooper Sodium Silicate 20%*

Bentuk = Pelet

Bulk Density  $\rho_b$  = 0,2949 gr/cm<sup>3</sup>

$\rho_s = \rho_b / (1-e)$  = 0,475 gr/cm<sup>3</sup>

Diameter Katalis,  $D_p$  = 0,38 cm



(Rase, p.100, 1977)

Porositas

Untuk menentukan porositas, dapat dilihat pada fig. 222 (Brown, 1978) hubungan antara porositas dan  $dP/dt$ .

Hubungan antara koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa kosong ( $h$ ) dengan  $h_i$  dalam pipa yang berisi bahan isian ( $h_i$ ) dengan perbandingan  $D_p$  (diameter partikel) dan diameter tube adalah sebagai berikut :

Tabel A-6 Rasio dP/dt

dP/dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hP/ht	5,5	7	7,8	7,5	7	6,6

Dari hasil percobaan diatas dipilih dP/dt = 0,15, karena memberikan nilai hP/ht yang paling besar (transfer panas yang baik).

Porositas yang diperoleh pada dP/dt = 0,15 adalah 0,38.

Porositas  $\varepsilon = 0,38$

(Smith, 1981, p.571)

### 3. Menghitung Jumlah dan Susunan Tube

Tabel A-7 Spesifikasi tube

Direncanakan menggunakan <i>tube</i> dengan spesifikasi,		
<i>Nominal size</i>	1	
OD	1,32 in.	3,35 cm
ID	1,05 in.	2,67 cm
<i>Flow area per tube</i>	0,86 in. <sup>2</sup>	5,55 cm <sup>2</sup>

(Kern, Heat Transfer P.844)

Menghitung kecepatan alir massa umpan:

Dari Fig. 11.5.a-1 Froment and Bischoff, untuk aliran turbulen diambil  $N_{Re} = 2100$

$$N_{Re} = \frac{G_t D_p}{\mu_t}$$

$$G_t = \frac{\mu N_{Re}}{D_p}$$

Dimana:

$$\mu = \text{Viskositas umpan} = 0,0438 \text{ kg/m.jam}$$

$$D_p = \text{Diameter partikel} = 0,38 \text{ cm}$$

$$N_{Re} = \text{Bilangan Reynolds} = 2100$$

$$G_t = \text{Laju alir volumetrik}$$

$$G_t = \frac{(0,00012)(2100)}{0,38}$$

$$= 0,6729 \text{ g/(cm}^2 \cdot \text{detik)}$$

Menentukan jumlah *tube*:

#### Jumlah pipa maksimal

$$a_t = \frac{W_t}{G}$$

$$A_t = \frac{0,535}{4,5}$$

$$= 0,1194 \text{ m}^2$$

$$N_t = \frac{A_t}{a_t}$$

$$N_t = \frac{1194,86}{2,1}$$

$$= 564 \text{ buah}$$



#### Jumlah pipa minimal

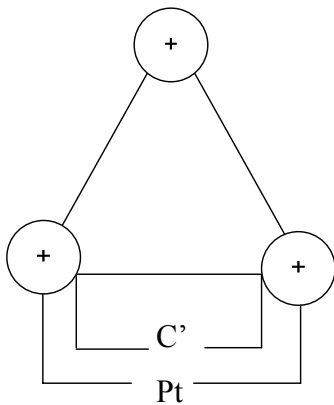
$$A_t = \frac{Q_v}{V \text{ min}}$$

$$At = \frac{1403,2405}{22414,9}$$

$$= 296 \text{ buah}$$

diambil jumlah *tube*  $(564 + 296)/2 = 430$  buah.

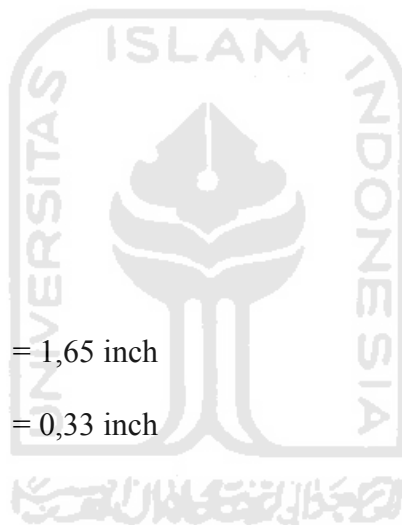
Dengan susunan *tube* yang direncanakan adalah *Triangullar pitch*



$$Pt = (1,25) (OD)$$

$$= (1,25)(1,32)$$

$$C' = 1,65 - 1,32$$



#### 4. Menghitung Diameter *Shell*

$$\text{Luas segitiga} = (0,5)(1,65)^2 \sin 60^0$$

$$= 1,9453 \text{ inch}^2$$

$$\text{Luas seluruh segitiga} = (\text{Luas segitiga}) \left( \frac{\sum \text{Tube}}{3} \right)$$

$$= (1,9453 \text{ inch}^2) \left( \frac{304}{3} \right)$$

$$= 197,1237 \text{ inch}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas lubang segitiga} &= (1/2)(\pi/4)(OD^2) \left( \frac{\sum tube}{3} \right) \\
 &= (1/2)(3,14/4)(1,32^2)(304/3) \\
 &= 69,3010 \text{ inch}^2 \\
 \text{Luas tanpa lubang} &= 197,1237 \text{ inch}^2 - 69,3010 \text{ inch}^2 \\
 &= 127,8227 \text{ inch}^2 \\
 \text{Luas Shell} &= \text{Luas tanpa lubang} + [(\pi/4)(OD^2)(\sum tube)] \\
 &= 127,8227 + (3,14/4)(1,32^2)(304) \\
 &= 543,6290 \text{ inch}^2 \\
 \text{Inside diameter shell} &= \sqrt{\frac{4.0,866 \cdot Nt \cdot Pt^2}{\pi}} \\
 &= 30,2165 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

## 5. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Tabel A-8 Koefisien perpindahan panas

Spesifikasi reaktor	
1. <i>Shell side</i>	<i>Dowtherm E</i>
IDs	30,2165 inch
<i>Baffle spacing (Bs)</i>	7,5541 inch
$\mu_D$	0,0438 kg/ m. jam
$\rho_s$	0,0021 g/cm <sup>3</sup>
$k_s$	0,73 kj/ m.jam. °K
2. <i>Tube side</i>	Feed Reaktor
ID <sub>t</sub>	1,05 inch
OD <sub>t</sub>	1,32 inch
D <sub>p</sub> (diameter katalis)	0,38 cm



$P_T$	1,65	inch
$k$	0,1744	kkal/jam.m.°K)
$\mu$	0,00012	g/(cm.det)
$G_t$	0,6729	g/cm <sup>2</sup> .det
$N_t$	430	buah

### 1. *Shell side*

Menghitung harga koefisien perpindahan panas *Dowtherm E*, sebagai pendingin reaktor,

$$a_s = \frac{ID_s C' B_s}{P_T} \quad (\text{Pers. 7.1, Kern, hal. 138})$$

Dimana:

$a_s$  = *Cross flow area*

$ID_s$  = *Diameter dalam shell*

$P_T$  = *Tube pitch*

$C'$  = *Clearance*

$B$  = *Baffle spacing*

$$a_s = \frac{(30,2165)(0,33)(7,5541)}{(1,65)}$$

$$= 48,5955 \text{ in}^2$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

Dimana,

$G_s$  = Kecepatan massa pendingin Reaktor

$W_s$  = Laju alir pendingin Reaktor = 1223,9988 gr/det

$a_s$  = *cross flow area*

$$G_s = \frac{1223,9988}{294,5284}$$

$$= 1,50E+05 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Untuk desain *triangular pitch*:

$$D_e = \frac{4 \left[ (0,5 P_T - 0,86 P_T) - 0,5\pi \frac{ODt}{4} \right]}{0,5\pi \times ODt} \quad (\text{Pers. 7.5, Kern, hal. 139})$$

Dimana:

$D_e$  = Diameter ekivalen

$P_T$  = *Tube pitch*

$ODt$  = Diameter luar *tube*

$$D_e = \frac{4x \left[ ((0,5)(1,65)(0,86)(1,65)) - 0,5x3,14 \frac{(1,32^2)}{4} \right]}{(0,5)(3,14)(1,32)}$$

$$= 0,0549 \text{ m}$$

Menghitung Bilangan Reynold *shell*

$$Re = \frac{G_s D_e}{\mu_g}$$

Dimana:

$\mu_s$  = Viskositas pendingin

$$Re = \frac{1,50E + 0,5 \times 0,0549}{1,7815} = 4609,7887$$

$$J_H = 60 \quad (\text{Fig. 28, Kern, hal. 838})$$

$$h_o = J_H \frac{KD}{De} \sqrt[3]{Pr} \quad (\text{Pers. 6.15b, Kern, hal. 112})$$

Dimana:

$h_o$  = Koefisien perpindahan panas di *shell*

$J_H$  = *factor for heat transfer*

$KD$  = Konduktivitas pendingin

$D_e$  = Diameter ekivalen

$$\begin{aligned} h_o &= 60 \times \frac{0,73}{0,0549} \sqrt[3]{4,5093} \\ &= 811,7577 \text{Kj/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

## 2. Tube side

Menghitung koefisien perpindahan panas umpan masuk reaktor dengan korelasi untuk pemanasan,

$$h_i = J_H \frac{K}{D} \sqrt[3]{Pr} \quad (\text{Pers. 11.5.a-7, Froment and Bischoff, hal.476})$$

Dimana:

$h_i$  = Koefisien perpindahan panas di *tube*

$k$  = Konduktivitas umpan

$D$  = Diameter dalam *tube*

$J_h$  = 25 (Fig. 28 Kern hal 112)

$$\begin{aligned} h_i &= 25 \times \frac{0,1744}{(2,67/100)} \sqrt[3]{1,2950} \\ &= 745,8827 \text{ kj/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Mengoreksi harga  $h_i$ ,

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{Pers. 6.5, Kern, hal. 111})$$

Dimana:

$h_{io}$  = Koefisien perpindahan panas terkoreksi

$h_i$  = Koefisien perpindahan panas dalam *tube*

ID = Diameter dalam *tube*

OD = Diameter luar *tube*

$$\begin{aligned} h_{io} &= 745,8827 \times \frac{3,35}{2,67} \\ &= 593,3158 \text{ kJ/jam.m}^{20}\text{K} \end{aligned}$$

Menghitung  $U_C$ ,

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, hal. 112})$$

Dimana:

$U_C$  = Clean Overall Coefficient

$h_{io}$  = Koefisien perpindahan panas terkoreksi

$h_o$  = Koefisien perpindahan panas di *shell*

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{(593,3158 \times 745,8827)}{(593,3158 + 745,8827)} \\ &= 342,7783 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K} \end{aligned}$$

Menghitung  $U_D$ ,

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} \quad (\text{Pers. 6.13, Kern, hal. 108})$$

$$U_D = \frac{1}{U_C} + R_D$$

Dimana:

$$U_D = \text{Dirty Overall Coefficient}$$

$$U_C = \text{Clean Overall Coefficient}$$

$$R_d = \text{Total Dirty Factor}$$

*Dirty Factor* di *shell* maupun di *tube*,

$$R_{Do} = 0,001 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \quad (\text{Tabel 12, Kern, hal. 845})$$

$$R_{Di} = 0,0005 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \quad (\text{Tabel 12, Kern, hal. 845})$$

$$R_{Dtotal} = 0,0015 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

$$= 7,33239E-05 \text{ m}^2.\text{j.K/Kj}$$

$$U_D = \frac{1}{(334,3742)} + 7,33239E-05 = 315,8738 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Dengan menggunakan metode Runge Kutta dapat diselesaikan dengan hasil sebagai berikut :

Tabel A-9 Hasil perhitungan range kutta

z	x	TG	TC
0	0,0000	428.0000	430,0000
0,1	0,1378	428.0121	430,4116
0,2	0,2068	428.0138	430,8230
0,3	0,2774	428.0154	431,2342
0,4	0,3431	428.0164	431,6452
0,5	0,4042	428.0176	432,0561
0,6	0,4606	428.0187	432,4668
0,7	0,5127	428.0204	432,8772
0,8	0,5606	428.0220	433,2875
0,9	0,6045	428.0236	433,6975
1	0,6447	428.0251	434,1074
1,1	0,6812	428.0266	434,5170
1,2	0,7145	428.0280	434,9265
1,3	0,7446	428.0295	435,3357

1,4	0,7719	428.0309	435,7448
1,5	0,7964	428.0323	436,1537
1,6	0,8186	428.0336	436,5623
1,7	0,8384	428.0349	436,9708
1,8	0,8563	428.0362	437,3790
1,9	0,8723	428.0374	437,7871
2	0,8865	428.0386	438,1949
2,1	0,8993	428.0398	438,6026
2,2	0,9107	428.0409	439,0100
2,3	0,9208	428.0420	439,4173
2,4	0,9298	428.0430	439,8244
2,5	0,9378	428.0440	440,2312
2,6	0,9449	428.0450	440,6379
2,7	0,9513	428.0460	441,0444
2,8	0,9569	428.0469	441,4506
2,9	0,9618	428.0478	441,8567
3	0,663	428.0486	442,2626
3,1	0,9702	428.0494	442,6682
3,2	0,9736	428.0502	443,0737
3,3	0,9767	428.0510	443,4790
3,4	0,9794	428.0517	443,8841
3,5	0,9818	428.0524	444,2889
3,6	0,9839	428.0530	444,6936
3,7	0,9844	428.0537	445,1045
3,8	0,9876	428.0543	445,3790
3,9	0,9881	428.0548	446,0373

Dari perhitungan di atas, diperoleh :

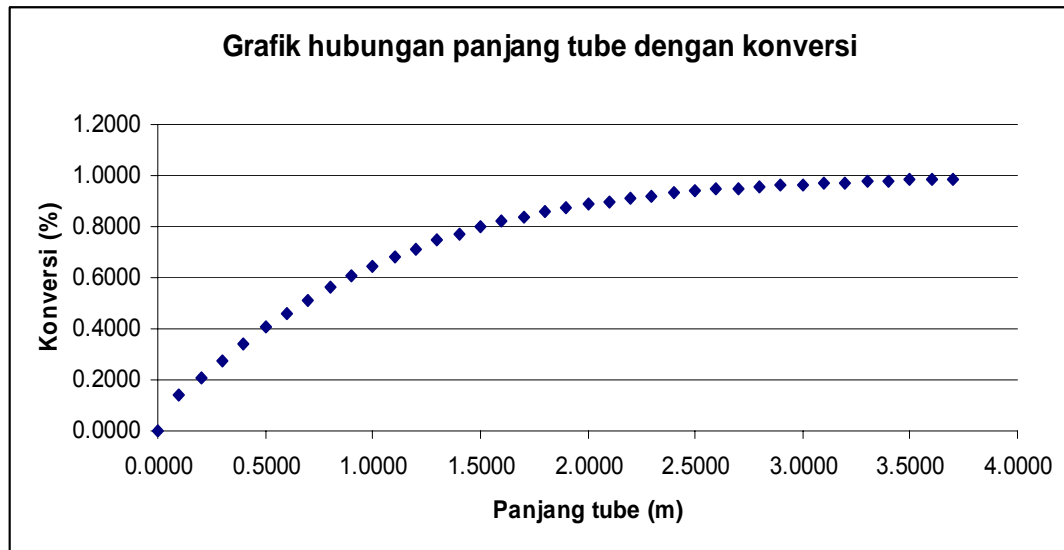
$$Z = 3,9 \text{ m}$$

$$X = 0,988$$

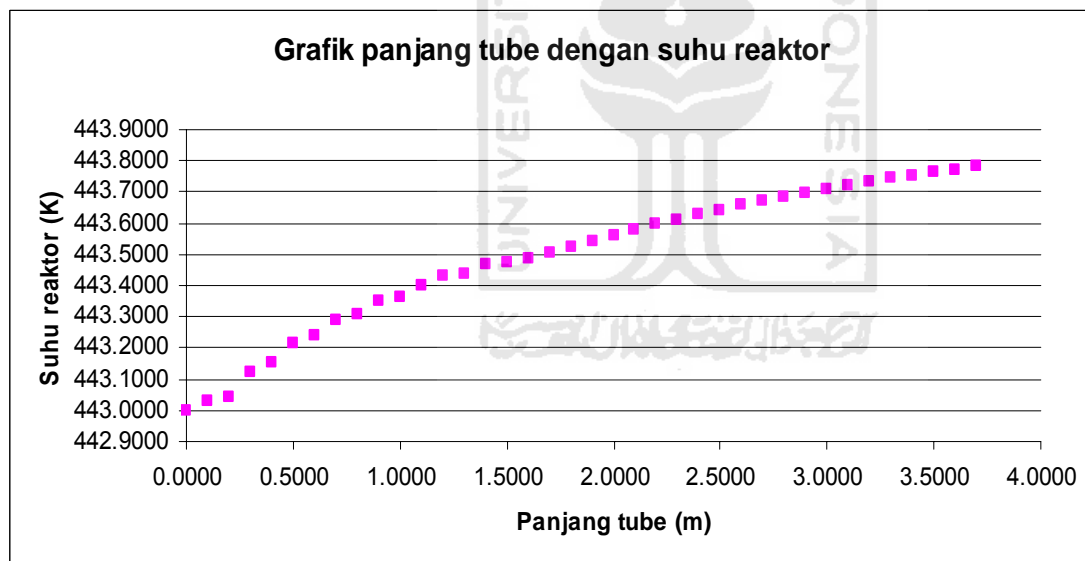
$$T_G = 428 \text{ K} = 155^\circ\text{C}$$

$$T_C = 430 \text{ K} = 157^\circ\text{C}$$

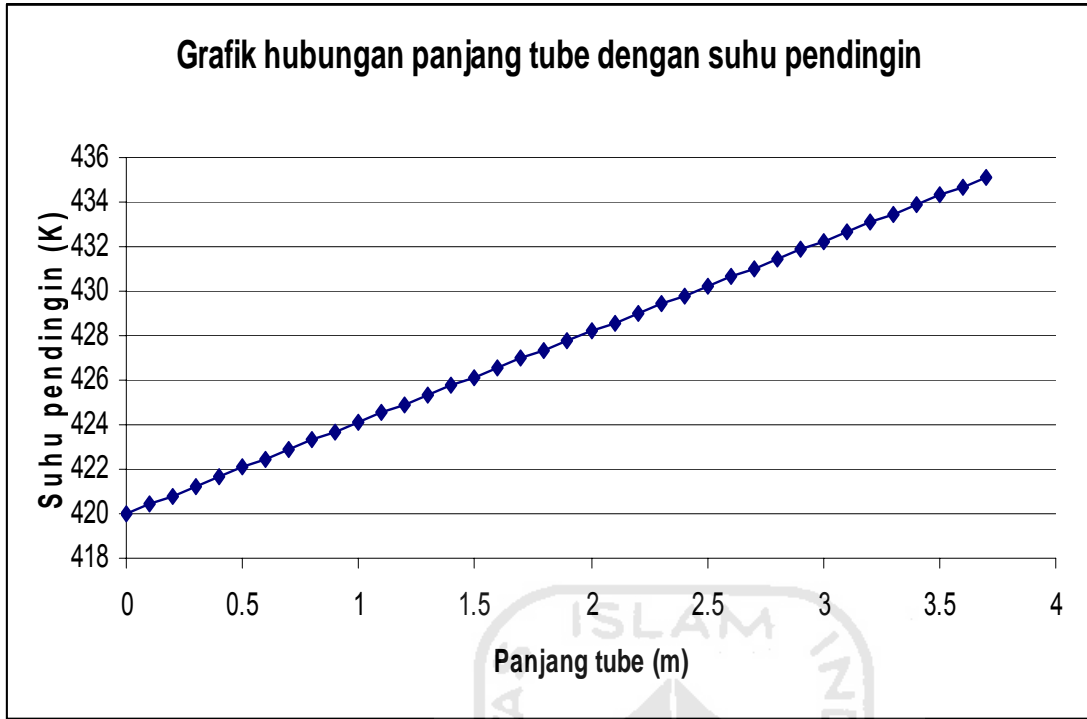
dengan grafik sebagai berikut :



Gambar A-1. Hubungan antara konversi dengan panjang *tube*



Gambar A-2. Hubungan antara suhu reaktor dengan panjang *tube*



Gambar A-3. Hubungan antara suhu pendingin dengan panjang *tube*

**6. Menghitung Berat Katalis dan Volume Katalis**

$$w = \rho_B \cdot N_t \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot Z \cdot (1-\epsilon)$$

Dimana:

w = Berat katalis

$\rho_B$  = Massa jenis *bulk* = 1048 g/cm<sup>3</sup>

$N_t$  = Jumlah *tube* = 430 buah

ID = Diameter dalam *tube* = 2,667 cm

Z = panjang *tube* = 390 cm

$\epsilon$  = 0,38

$$w = (1048)(430)(3,14/4)(2.667)^2(390)(1-0,38)$$



$$= 408.078.738,4649 \text{ gr} \quad = 408.078,7385 \text{ kg}$$

### 7. Menghitung Volume Bed

$$\begin{aligned} \text{Volume katalis} &= \frac{w}{\rho_B} = \frac{408078738,4649}{1048} \\ &= 389.388,1092 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed} &= \frac{\text{vol. katalis}}{1 - \varepsilon} = \frac{389.388,1092}{1 - 0,38} \\ &= 628.045,3375 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

### 8. Menghitung Residence Time

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{V_t}{V_g} \\ &= \frac{0,9364 - 0,5806}{779941,7859} \\ &= 0,456 \text{ menit} \end{aligned}$$



### 13. Pressure Drop

#### a. Pressure Drop dalam Tube

*Pressure drop* pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Walas, 1959) :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon} \cdot \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu}{D_p} \div 1,75G \right]$$

dengan :

$dP$  = *pressure drop*, lb/ft<sup>2</sup>

$dz$  = tebal tumpukan katalisator, ft

$G$  = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, lb/j.ft<sup>2</sup>

$\rho$  = densitas gas, lb/cuft

$D_p$  = diameter ekivalen katalisator, ft

$g$  = konstanta percepatan gravitasi bumi, ft/j<sup>2</sup>

$\epsilon$  = porositas tumpukan katalis

$\mu$  = viskositas gas, lb/j.ft

b. *Pressure Drop* dalam *Shell*

*Pressure drop* dalam *shell* dihitung menggunakan persamaan Kern. (Kern, 1965 p.147)

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot 12 \cdot L}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot B_s \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

dengan :

$\Delta P_s$  = *pressure drop* dalam *shell*, psi

$L$  = panjang *shell*, ft

$G_s$  = kecepatan aliran massa dalam *shell*, lb/j.ft<sup>2</sup>

$D_s$  = diameter dalam *shell*, ft

$D_e$  = diameter ekivalen, ft

$B_s$  = jarak baffle, ft

$S$  = specific gravity

$f$  = faktor friksi  $f(Re_s)$ , ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>

$\phi_s$  = viscosity ratio

#### 14. Menghitung dinding Reaktor

- a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi (  $h_c$  )

$$h_c = 0,27 \times (\Delta T)^{0,25}$$

- b. Menentukan koefisien panas secara radiasi (  $h_r$  )

$$h_r = 0,1713x$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal *shell*

$P$  = Tekanan operasi

$r$  = Radius silinder

$f$  = Tegangan maksimum yang diijinkan

$E$  = Efisiensi pengelasan maksimum

$C$  = Faktor korosi

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA 283 Grade C* dengan

karakteristik sebagai berikut :

$f$  = 12650 psi = 860,5442 atm (Peters, 1960)

$E$  = 0,85 (Peters, 1960)

$r$  = 5,9481 cm

$C$  = 0,125

$P$  = 1 atm

Faktor keamanan = 20%

Tekanan perancangan =  $1,2 \times 1 \text{ atm} = 1,2 \text{ atm}$

$$t_s = \frac{(3,5592)(5,9481)}{(860,5442)(0,85) - (0,6)(3,5592)} + 0,125$$

$$= 0,1987 \text{ cm}$$

Digunakan tebal *shell* standar = 1/4 in (Tabel 5.7, *Brownell & Young*, hal. 89)  
= 0,25 cm

### 15. Menghitung Tebal *Head*

Direncanakan, bentuk *head* yang digunakan adalah *torispherical*.

Bahan konstruksi = bahan *shell*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2.t_s \\ &= 11,8963 + 2(0,25) \\ &= 12,3963 \text{ cm} \\ &= 30,7165 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell* pada *shell* 1/4 in dan OD = 30,7165 in didapatkan :

$$i_{cr} = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm} \quad (\text{Tabel 5.7, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 90})$$

$$r = 32 \text{ in} = 81,28 \text{ cm} \quad (\text{Tabel 5.7, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 90})$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{i_{cr}}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{32}{2}} \right) \\ &= 6,0784 \end{aligned}$$

Untuk menghitung tebal *head* digunakan rumus :

$$t_h = \frac{P r_i W}{2 f E - 0,2 P} + C \quad (\text{Pers. 13.10, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 256})$$

Dimana:

$t_h$	= Tebal <i>head</i>	
P	= Tekanan perancangan	= 1,5592 atm
f	= Tegangan maksimum yang diijinkan	= 860,5442 atm
E	= Efisiensi pengelasan maksimum	= 0,85
C	= Faktor korosi	= 0,125
r	= Radius silinder	= 5,9481 cm

$$t_h = \frac{(1,5592)(5,9481)(11,8963)}{(2)(860,5442)(0,85) - (0,2)(3,5592)} + 0,125$$

$$= 1,0249 \text{ cm}$$

$$= 0,4035 \text{ in}$$

Digunakan tebal *head* standar  $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ cm}$  (Tabel 5.6, *Brownell & Young*, hal. 88)

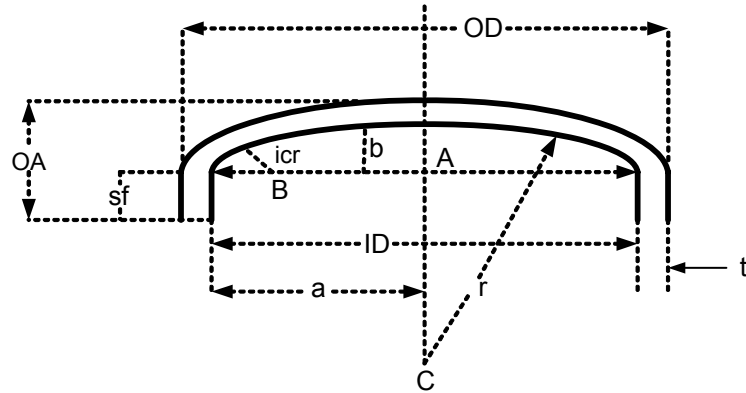
## 16. Menghitung Tinggi Head

$$ID = 30,2165 \text{ inch}$$

Dari Tabel 5.6 – *Brownell* untuk tebal *head*  $1/4 \text{ in}$  didapatkan data sebagai berikut,

$$i_{cr} = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm} \quad (\text{Tabel 5.6, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 88})$$

$$s_f = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm} \quad (\text{Tabel 5.6, } \textit{Brownell \& Young}, \text{ hal. 88})$$



(Brownell and Young, Fig.5.8, hal. 87)

$$\begin{aligned}
 AB &= ID/2 - i_{cr} \\
 &= 11,8963/2 - 5,08 \\
 &= 0,8682 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - i_{cr} \\
 &= 5,9481 - 5,08 \\
 &= 0,8681 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\
 &= 5,9481 - \sqrt{(0,8681^2 - 0,8682^2)} \\
 &= 4,3262 \text{ inch}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
 &= 0,4035 + 4,3262 + 2 \\
 &= 7,5153 \text{ inch} = 0,1909 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 17. Menghitung Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{Panjang tube} + 2 \times \text{tinggi head} \\
 &= 173 + 2 \times (7,5153) \\
 &= 160,966 \text{ inch} = 4,36 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 18. Menghitung Volume Reaktor

$$V_H = 0,000049 \times ID_s^3$$

$$V_H = 0,000049 \times (29,9670)^3$$

$$V_H = 0,0383 \text{ m}^3$$

$$V_S = \pi/4 \times (ID_s)^2 \times Z$$

$$= (3,14/4) \times (29,9670)^2 \times 146$$

$$= 1,7109 \text{ m}^3$$

$$V_r = \text{Vol shell} + (2 \times V.\text{head})$$

$$= 1,7109 + (2 \times 0,0383)$$

$$= 1,7875 \text{ m}^3$$



Ringkasan Reaktor (R-01):	
Fungsi	Mereaksikan furfural dan hidrogen dengan katalisator <i>cooper sodium silicate</i> 20% menjadi furfural alkohol
Tipe	<i>Fixed bed multi tube</i>

Jumlah	1 buah
Berat katalis	0,475 gram/ cm <sup>3</sup>
Waktu tinggal	0,456 menit
Tinggi reaktor	4,36 m
Kondisi	Non Isotermal, non Adiabatis  Tekanan = 1 atm  Suhu masuk = 428°K  Suhu keluar = 441,86°K  Fase = Gas
Spesifikasi <i>tube</i>	Jumlah <i>tube</i> = 430 buah  Panjang = 0,57 m  OD = 1,32 inch  ID = 1,05 inch  <i>Pitch</i> = 1,65 inch
Spesifikasi <i>shell</i>	ID = 30,2165 inch  Des = 0,0549 inch



# Multiphase fixed-bed technologies Comparative analysis of industrial processes (experience of development and industrial implementation)

Leonid B. Datsevich<sup>a,\*</sup>, Dmitrii A. Muhkortov<sup>b</sup>

<sup>a</sup> *LS CVT University of Bayreuth, Universitätsstr. 30, D-95447 Bayreuth, Germany*

<sup>b</sup> *Ledahim (Russia/Germany), Plant of RSC "Applied Chemistry", P.B. Kuzmolovo, Leningrad Region 188663, Ledahim, Russia*

Received 15 September 2003; received in revised form 21 October 2003; accepted 30 October 2003

## Abstract

Proceeding from the analysis of physicochemical processes in existing gas–liquid fixed-bed reactors, two new technologies for gas–liquid reactions on a fixed-bed catalyst developed. In the first technology worked out in the Russian Scientific Center "Applied Chemistry", the process is carried out under conditions of the gravitational liquid film flow over the catalyst surface and liquid recycling. In the second process, presaturated one-liquid-flow technology (POLF technology), the reaction is brought about without the presence of the gaseous phase. Only the liquid phase is fed into the reactor, but this liquid is previously saturated with the gas in a special highly intensive device before the reactor. These new technologies allow carrying out reactions with high productivity and process safety at low energy input in the reactor. A comparative analysis of the existing three-phase fixed-bed technologies destined for exothermic reactions follows.

© 2003 Elsevier B.V. All rights reserved.

**Keywords:** Multiphase reactions; Fixed-bed (stationary) catalyst; Trickle-bed reactors (TBR); Bubble column reactors (BC); Presaturated one-liquid-flow (POLF) technology; Mass transfer

## 1. Introduction

Multiphase reactors play a great role in carrying out reactions between gas and liquid phases on a solid catalyst. They form the basis for production of a large variety of intermediate and end products: synthesis of gas into fuels, manufacture of monomers, pharmaceuticals and oil treatment. Despite the fact that these processes can differ in chemical nature, nearly all of them can be characterised by two common features: the necessity of removing heat released in the catalyst bed and the necessity of providing a highly intensive mass transport of reagents to the catalyst surface.

Depending on the size of catalyst particles, two types of reactor systems are typically used: either slurry reactors, where the reaction is carried out between mobile catalyst particles, gas, and liquid phases; or fixed-bed reactors, where

the reaction between gaseous and liquid compounds is processed on the stationary catalyst.

As a rule, slurry reactors are used if a comparatively small batch production is demanded. In these reactor systems, it is easy to organise the effective temperature control and the intensive mass transfer between all phases, which permits carrying out the reaction at low pressure in comparison to fixed-bed reactors. However, slurry reactors have some drawbacks: (a) difficulties in the separation of the product from the catalyst due to catalyst attrition (during the reaction, some particles are decreased in size, reaching in some cases 10 μm or less) and sticking effects caused by the formation of resin by-products on the catalyst surface; (b) abrasion of the equipment (stirs, tubes, pumps, etc.) caused by moving hard particles; (c) low specific productivity of the whole reactor unit related to its volume (including vessels for catalyst preparation, filtration apparatus, etc.) although the reaction rate related to the catalyst mass of small catalyst particles is rather high; and (d) complexity of organising the continuous process taking into account the stages of catalyst separation and catalyst regeneration.

\* Tel.: +49-921-55-74-32/49-15-11-16-14-019;

fax: +49-921-55-74-35.

E-mail addresses: [datsevich@ledahim.com](mailto:datsevich@ledahim.com), [ldatsevich@web.de](mailto:ldatsevich@web.de) (L.B. Datsevich).

## Nomenclature

$a$	external area of particles per unit volume of catalyst bed ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )
$c_{p,g}$	molecular specific heat of the gas phase ( $\text{J}/\text{mol}/\text{K}$ )
$c_{p,l}$	mass specific heat of the liquid phase ( $\text{J}/\text{kg}/\text{K}$ )
$C_{cr,l}$	concentration of liquid compound at which mass transfer mechanism changes ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_g$	concentration of gaseous compound in gas phase ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_g^*$	equilibrium concentration of gaseous compound in liquid phase ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_{g,l}$	concentration of gas compound in the liquid bulk ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_{g,s}$	concentration of gas compound on the catalyst surface ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_{in,g}$	concentration of the gas reagent after saturator (equal to equilibrium concentration $C_g^*$ ) ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_{in,l}$	concentration of the liquid compound in the liquid feed ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_l$	concentration of the liquid compound in the liquid bulk ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_{l,s}$	concentration of the liquid compound on the catalyst surface ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_{out,l}$	demand concentration of the liquid compound at the reactor outlet ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$C_{0,l}$	concentration of the liquid compound at the reactor inlet (after mixing with the recycling flow) ( $\text{mol}/\text{m}^3$ )
$d_p$	diameter of catalyst particle (m)
$d_{reactor}$	diameter of reactor (m)
$D_{g,l}$	diffusion coefficient of gas compound in the liquid phase ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
$D_l$	diffusion coefficient of liquid compound in the liquid phase ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
$E_{recycle,g}$	energy expenditure for gas recycling (W)
$E_{recycle,l}$	energy expenditure for liquid recycling (W)
$F_{reactor}$	cross-section of reactor ( $\text{m}^2$ )
$H$	Henry's coefficient
$-\Delta H$	heat of reaction ( $\text{J}/\text{mol}$ )
$j_g$	molecular flux of gas compound ( $\text{mol}/\text{m}^2/\text{s}$ )
$j_l$	molecular flux of liquid compound ( $\text{mol}/\text{m}^2/\text{s}$ )
$k$	recycling rate of the liquid phase
$K_{g,l}$	overall gas–liquid (absorption) mass transfer coefficient (m/s)
$K_{g,s}$	overall gas–liquid–solid mass transfer coefficient (m/s)
$L_{cr}$	catalyst length at which $C_l = C_{cr,l}$ (m)
$L_{exp}$	length of the catalyst bed in the experimental reactor (m)
$L_{reactor}$	length of the catalyst bed (m)
LHSV	specific productivity (liquid space hour velocity) ( $\text{h}^{-1}$ )
$M$	molecular mass of the liquid compound in the liquid feed ( $\text{kg}/\text{mol}$ )
$n$	stoichiometric coefficient in Eq. (3)
$N_{feed,g}$	molecular flow rate of gas feed ( $\text{mol}/\text{h}$ )
$N_{recycle,g}$	molecular flow rate of the recycled gas through the reactor ( $\text{mol}/\text{h}$ )
$\Delta p$	pressure drop in the catalyst bed and the pipework (bar)
$P_g$	partial pressure of gas (bar)
$P_{reactor}$	pressure in the reactor (bar)
$Q_{feed,l}$	volumetric flow rate of the liquid feed ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
$Q_{recycle,l}$	volumetric flow rate of the liquid phase recycled through the reactor ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
$R$	gas constant ( $8.314 \text{ J}/\text{mol}/\text{K}$ )
$Re$	Reynolds number
$Sc$	Schmidt number
$T$	temperature (K)
$\Delta T_{ad}$	adiabatic warming of the reaction mixture in the reactor (K)
$T_{out}$	temperature at the outlet of the catalyst bed (K)
$T_0$	temperature at the inlet of the reactor (K)
$U_g$	superficial velocity of the gas phase in the reactor (m/s)
$U_l$	superficial velocity of the liquid phase in the reactor (m/s)
$V_{reactor}$	volume of catalyst bed ( $\text{m}^3$ )
$X_l$	conversion of liquid compound

*Greek letters*

$\alpha$	gas solubility coefficient (mol/(m <sup>3</sup> bar))
$\beta_g$	gas–liquid (gas side) mass transfer coefficient (m/s)
$\beta_{g,l}$	gas–liquid (liquid side) mass transfer coefficient (m/s)
$\beta_{g,s}$	liquid–solid mass transfer coefficient for gas compound (m/s)
$\beta_{l,s}$	liquid–solid mass transfer coefficient for liquid compound (m/s)
$\delta$	average thickness of liquid film (m)
$\varepsilon$	bed porosity
$\rho_l$	density of the liquid (kg/m <sup>3</sup> )

Nevertheless, these reactors are widely used in industry because of their reliability and flexibility in the multi-product plant, ease of process control and scale-up procedures.

Fixed-bed multiphase reactors are an alternative to the processes for suspended (agitated) catalysts and are widely applied in the industry. The main advantage of these reactors is the absence of the catalyst separation, which facilitates a continuous-mode operation. In comparison to the slurry reactors, fixed-bed reactors have disadvantages coming from the comparatively big catalyst particles: (a) a far higher reaction pressure dictated by the low grade of catalyst utilisation because of intraparticle diffusion and low efficiency of gas–liquid–solid mass transfer; (b) the complexity of temperature control in exothermic reactions and problems with so-called “hot spots” that can lead to the uncontrolled reactor heating up, sometimes to the reactor destruction; (c) the necessity of liquid and gas distributors inside the reactor and complex equipment in the case of gas recycling.

Typical examples of three-phase reactions are hydrogenation reactions. Table 1 presents heat and adiabatic temperatures for some reactions. As shown, if reaction heat is not withdrawn from the catalyst bed, the reaction cannot be carried out because high temperature results in both bad selectivity and the possible runaway of the process.

There are several methods of the heat removal from the catalyst bed: (1) through the reactor wall (multitubular fixed-bed reactors) [1]; (2) by the installation of heat exchangers inside the catalyst bed [1,2]; (3) by gas recycling through the catalyst bed [1–4]; (4) by the additional intermediate distribution of the cooled recycling gas in different sections of the reactor [1,3]; and (5) by liquid recycling [5–10].

The application of multitubular reactors demands complex measures to provide uniform hydrodynamic conditions in every tube. Since heat transfer in the radius direction is not efficient for utilisation of reaction heat, reactor tubes in industrial units have diameters about 4–8 cm, which demands special equipment for loading and unloading of catalysts.

Reactors with heat exchangers installed in the catalyst bed can rarely be found in industry. The problem is that temperature control cannot function appropriately since the catalyst loses its activity during its life and, as a result, the zone of maximum heat release in the bed can change location. Moreover, the overwhelming majority of reactions are accompanied by the formation of high molecular resin by-products that can cover the heat transfer surface, decreasing dramatically the heat transfer properties of the heat exchangers.

Table 1  
Heat characteristics of some hydrogenation reactions

Reaction	$-\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta T_{ad}$ (K)
Dinitrotriethylbenzene (DNTEB) to diaminotriethylbenzene (DATEB)	1090	440 <sup>a</sup>
Nitroparaffins (C12–C14) to aminoparaffins	550	1100
Acetone to isopropanol	91	620
2,4/2,6-Dinitrotoluene (DNT) to 2,4/2,6-toluenediamin	1090	2800, 610 <sup>b</sup>
3,4-Dichloronitrbenzene (DCNB) to 3,4-dichloroaniline	545	410 <sup>c</sup>
1,5-Dinitronaphtalene (DNN) to 1,5-diaminonaphtalene	1090	240 <sup>d</sup>
2,4-Dinitroaniline (DNA) to triaminobenzene	1090	850 <sup>e</sup>
4-Nitrosophenol to 4-aminophenol	250	105 <sup>f</sup>
Furfural to furfural alcohol	80	400
Furfural to tetrahydrofurfural alcohol	235	1200
Nitrobenzene to aniline	545	2000
1-Octene to octane	126	540

<sup>a</sup> 30% solution of DNTEB in methanol.

<sup>b</sup> 30% solution of 2,4/2,6-DNT in methanol.

<sup>c</sup> 30% solution of 3,4-DCNB in toluene.

<sup>d</sup> 10% suspension of 1,5-DNN in ethyl acetate.

<sup>e</sup> 30% solution of 2,4-DNA in dimethylformamid.

<sup>f</sup> 10% solution of nitrosophenol in ethanol.

Table 2  
Recycling rates and energy expenditure in reactors operating with gas and liquid recycling

Process	Permitted $\Delta T_{ad}$ (K)	BC or TBR with	Technology of Russian Scientific Centre "Applied Chemistry" [5–9]		
		gas recycling	Energy expenditure per mol (kJ/mol)	Liquid recycle rate $K = Q_{recycle,1}/Q_{feed,1}^b$	Energy expenditure per mol (kJ/mol)
Dinitrotriethylbenzene (DNTEB) to diaminotriethylbenzene (DATEB) (30% in methanol)	15	Gas recycle rate <sup>a</sup> $N_{recycle,g}/N_{feed,g}$ 420	780	28	10
Nitroparaffins (C12–C14) to aminoparaffins (30% in methanol)	15	430	400	15	4.9
Acetone to isopropanol	70	46	300	5	0.2
3,4-Dichloronitrobenzine to 3,4-dichloraniline (30% in toluene)	15	420	370	26	6.2
2,4-Dinitroaniline to triaminobenzene (30% in dimethylformamid)	15	420	740	40	8.1
Furfural to tetrahydrofurfuryl alcohol	20	130	126	60	2.1
Furfural to furfuryl alcohol	20	140	43	20	0.7
Nitrobenzene to aniline	15	420	290	134	0.6
<i>p</i> -Chloronitrobenzene to <i>p</i> -Chloraniline (30% in toluene)	15	410	370	32	6.3

$$^a N_{recycle,g} = c_{p,g}^{-1}((Q_{feed,1}X_1C_{in,1}(-\Delta H)/\Delta T_{ad}) - Q_{feed,1}\rho_1c_{p,1}), N_{feed,g} = Q_{feed,1}X_1C_{in,1}M.$$

$$^b k = (C_{in,1}X_1(-\Delta H))/(\rho_1c_{p,1}\Delta T_{ad}) - 1.$$

Reactors with additional gas input in the intermediate sections of the catalyst bed for cooling the catalyst can sometimes be encountered in industry. However, industrial operation personnel prefer not to use this mode because of the difficult control algorithm and ineffective heat removal.

Trickle-bed reactors (TBR) or bubble (packed) columns reactors (BC) are the reactors most often used. In them, the effective removal of reaction heat, as well as the intensive mass transfer, from gas to liquid and liquid to solid, is carried out by recycling gas compressed through the catalyst bed in a quantity that significantly exceeds its demand for the reaction purpose [1,3–6] (see Table 2).

In recent years, many works devoted to the numerous aspects of behaviour in fixed-bed reactors, such as hydrodynamics, chemical kinetics, mass and heat transfer, have been published. Not wishing to overburden this paper with references, the authors addresses the reader to these excellent works [15,22,39,40,46], where all enumerated processes are reviewed in details.

The objectives of this paper are, first, to give the analysis of physicochemical processes in fixed-bed reactors that led, some years ago in Russia, to the development of the two new fixed-bed technologies [5–9,11,12] and, second, to introduce these technologies that are used in Russian industry (and some countries of former USSR). Despite the fact that they are described in Russian patents and special literature, they are still out of view of the scientific and industrial community in developed countries. From the authors' point of view, the main interest in industrial application presents the technology where the process is carried out in the single liquid phase previously saturated with gas [11,12]. This

technology is characterised by extremely high productivity and low energy expenditure.

## 2. Trickle-bed and packed bubble column reactors with gas recycling (TBR and BC)

TBR and BC reactors with gas recycling are used for carrying out exothermic reactions such as hydrogenation of nitrocompounds, olefins and aldehydes.

The classical technological schemes of TBR and BC with gas recycling are presented in Fig. 1. The continuous process is carried out in the reactor, where liquid and gas go through the catalyst cocurrently. Reaction heat is utilised in heat exchanger 2 installed on the gas recycling line. After passing through the heat exchanger (cooler), the liquid and the gas go into the phase separator. From the separator, the product is taken away so that the liquid level is kept the same, and gas is led to the reactor by the recycle compressor. If gaseous by-products are formed during the reaction, they can be continuously removed from the phase separator. Fresh gas is automatically delivered by a pressure control system that keeps pressure in the reactor constant. In many industrial units, the recycle compressor cannot work at high temperature. That creates the necessity of using two heat exchangers: the cooler before the compressor and the heater after it. If the compressor can operate at high temperatures, only one heat exchanger (cooler) is demanded.

The temperature regime in the reactor is defined by the enormous recycling of previously cooled gas. The temperature control in the reactor and, therefore, gas recycling

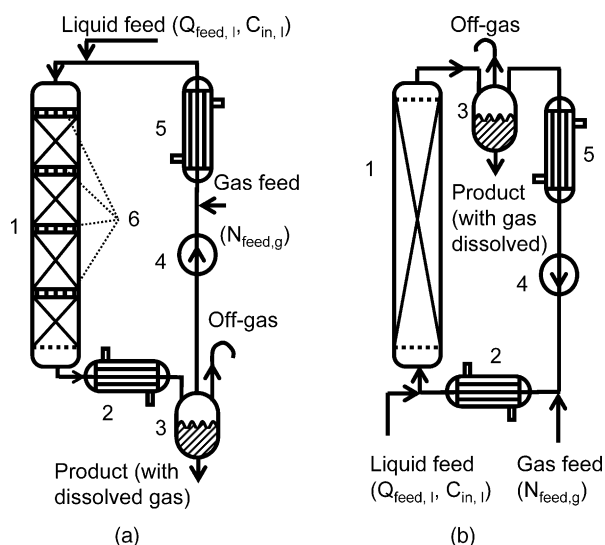


Fig. 1. Technological schemes of fixed-bed reactors with gas recycling: (a) trickle-bed reactor; (b) bubble column reactor. (1) Reactor with catalyst, (2) heat exchanger (cooler), (3) phase separator, (4) gas recycling compressor, (5) heat exchanger (heater), (6) liquid–gas (re)distributors.

are determined by the following technological points. It is preferable to start the reaction having at the reactor inlet the minimum possible temperature at which the reaction has an admissible rate. Going through the catalyst bed, the temperature of the reaction mixture rises because of adiabatic warming  $\Delta T_{ad}$  (thermal losses through the reactor wall of industrial TBR and BC that have diameters more than 30 cm are negligible).

At the same time, the temperature of the reaction mixture at the end of the catalyst bed ( $T_{out} = T_0 + \Delta T_{ad}$ ) should be less than the temperature at which by-products can be significantly formed. The usual temperature range in the reactor for production of fine chemicals and pharmaceuticals is about  $T_0 = 50\text{--}100\text{ }^\circ\text{C}$  at the inlet and  $T_{out} = 130\text{--}160\text{ }^\circ\text{C}$  at the outlet of the reactor. For some intermediates, the reaction is carried out at temperatures about  $T_0 = 150\text{--}250\text{ }^\circ\text{C}$  at the inlet and  $T_{out} = 250\text{--}300\text{ }^\circ\text{C}$  at the outlet. In oil hydrotreatment, the temperature range is  $\sim 300\text{--}400\text{ }^\circ\text{C}$  or more.

Nearly all reactions are accompanied by catalyst deactivation. In order to increase the catalyst life, the following strategy is used. The adiabatic warming of the reaction mixture  $\Delta T_{ad}$  is set up so that the temperature at the reactor outlet should be less by  $20\text{--}50\text{ }^\circ\text{C}$  than the maximum possible temperature, which still excludes the formation of by-products. As the catalyst loses its activity, the temperature at the inlet (and, therefore, at the outlet) is increased to compensate for a decrease of the catalyst productivity during the whole operation period.

### 2.1. Heat balance of the reactor

Reaction heat produced in the reactor increases the temperature of liquid and gas. The heat balance is presented by

Eq. (1)

$$Q_{feed,l} X_1 C_{in,l} (-\Delta H) = (N_{recycle,g} c_{p,g} + Q_{feed,l} \rho_l c_{p,l}) \Delta T_{ad} \quad (1)$$

where the left side of Eq. (1) represents the heat released in the reaction, and the right side represents the heat directed on the heating of the gas and liquid phases by the temperature  $\Delta T_{ad}$ , which in many industrial reactions is about  $15\text{--}50\text{ }^\circ\text{C}$ .

Values of the recycling gas rate for some hydrogenation reactions are given in Table 2.

### 2.2. Some aspects of two-phase-flow hydrodynamics in the packed catalyst

To give the complete phenomenology of two-phase flow involving even the simplest system like a vertical tube is a rather difficult task [13,14], let alone the catalyst bed, where catalyst particles form a chaotic network of differently orientated channels of varying diameters. Nevertheless, the main characteristics of flow behaviour as well as some qualitative dependence can be indicated by comparing the flow in the catalyst bed with the processes occurring in a vertical tube. Those readers who are interested in more details can refer to the work [15] describing the physical picture of the liquid–gas flow. The simulators for packed-bed reactors worked out by Larachi and Grandjean [16] allow one to make some quantitative estimation related to pressure drop, hold-up and wetting efficiency.

Industrial reactors with gas recycling are generally characterised by very high velocities of the gas phase  $U_g \geq 40\text{ cm/s}$ . The shear stress on the liquid phase causes its dispersal onto the catalyst surface, in some cases leading to continuous channels of gas through the bed [15,17].

The industrial compressors providing the necessary recycle rate can operate under the pressures less than  $200\text{--}300\text{ bar}$ . The usual pressure drop that they can overcome is about  $10\text{--}15\text{ bar}$ , which involves both the pressure drop of the catalyst bed and the pressure drop in the pipework. The energy expenditure for gas recycling has a significant value in production costs and can be estimated as

$$E_{recycle,g} = N_{recycle,g} RT \ln(1 + \Delta p/p_{reactor}) \quad (2)$$

The energy expenditure in hydrogenation processes for gas recycling is presented in Table 2.

The energy for gas recycling can be decreased if the reactor operates at higher pressure (see Fig. 2). However, the greater is the pressure, the higher the costs of equipment and measures for process safety. Moreover, it is necessary to keep in mind that pressure growth leads to a change of the two-phase flow pattern since the gas velocity becomes less, and the liquid hold-up rises. As a result, the mass transfer mechanism of gas and liquid compounds to the catalyst surface can also be changed (especially in BC).

The particles that are used in fixed-bed reactors are strongly restricted in size. On the one hand, they should be

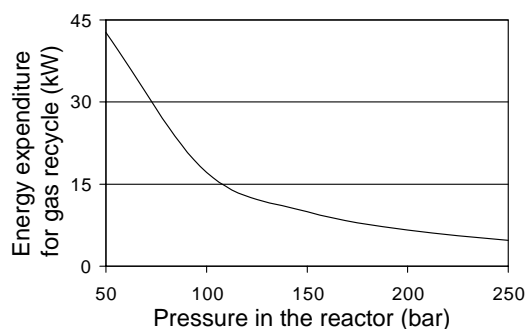
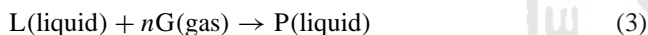


Fig. 2. Energy expenditure for gas recycling vs. pressure in the reactor. Hydrogenation of DNTEB.

as small as possible in order to decrease the intraparticle diffusion limitation; on the other hand, the use of small catalyst particles leads to a significant increase in pressure drop. As a rule, in industrial reactors the particles of 1–10 mm (mainly 3–5 mm) are used.

### 2.3. Mass transfer

In many industrial reactions, catalysts used in fixed-bed reactors are very active. That means that the overall reaction rate is defined by mass transfer of reacting compounds to the catalyst surface. For the following analysis of mass transfer, let us consider the reaction



It is often pointed out that in hydrogenation and oxidation processes the rate of chemical reactions is limited by mass transport of hydrogen or oxygen (e.g. [18–21]). The following analysis shows that this point of view is only partly correct. In most industrial applications, the reactor is operated under conditions of comparatively high concentration of the liquid compound at the reactor inlet and very low concentration at the outlet.

The ideal situation for carrying out the reaction according to Eq. (3) is the case when the concentration of the liquid compound L corresponds to the stoichiometric concentration of the gas on the catalyst surface (i.e.  $C_{1,s} \approx C_{g,s}/n$ ), and if the catalyst is active, both concentrations are equal to zero (see Fig. 3a). However, such gases as hydrogen and oxygen have very bad solubility in liquids. As a result, on the initial part of the reactor, the concentration of the liquid compound significantly exceeds the ratio  $C_g^*/n$ . Taking into account that the mass transport resistance from gas to liquid (or liquid to solid) plays a great role in overall gas–solid mass transfer, there is a dramatic gap between the concentrations of gas and liquid compounds in the liquid bulk as well as between the concentrations of gas and liquid compounds on the catalyst surface (see Fig. 3b). In other words, the overall reaction rate is defined only by the mass transfer of gas through the liquid bulk to the catalyst surface.

On the other hand, on the final part of the catalyst bed, the concentration of the liquid compound in the bulk and on the

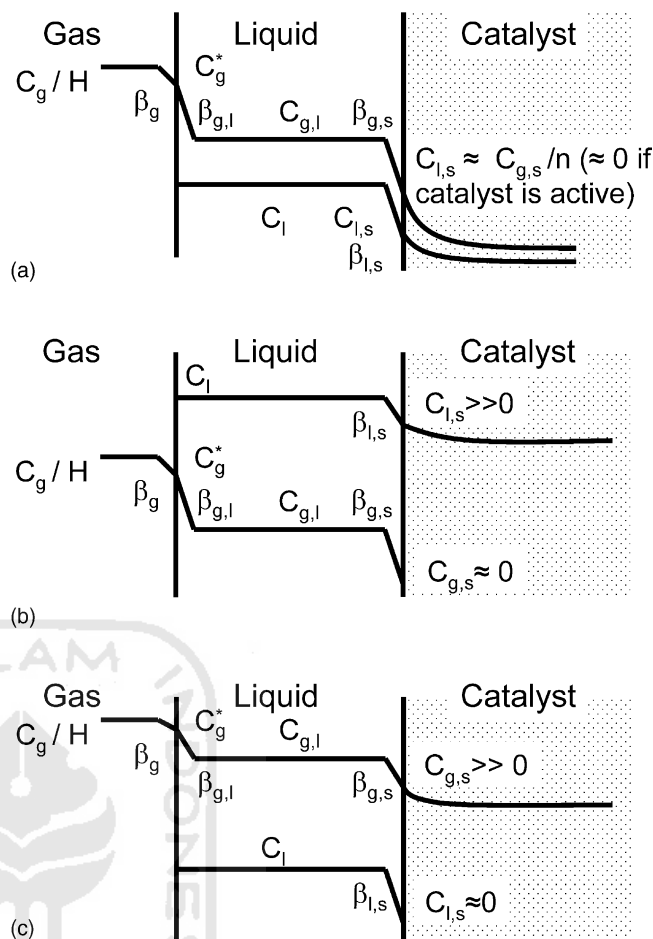


Fig. 3. Mass transfer mechanism of gas and liquid compounds to the catalyst surface: (a) ideal concentration profile for gas–liquid reaction  $C_{1,s} \approx C_{g,s}/n$  ( $\approx 0$ ); (b) real concentration profile on the initial part of the reactor  $C_{g,s} \ll C_{1,s}$ . Real concentration profile on the final part of the reactor  $C_{g,s} \gg C_{1,s}$ .

catalyst surface becomes less, and the role of gas and liquid reagents changes. On this part of the catalyst length, the concentration of gas compound both in the liquid bulk and on the catalyst surface becomes more than the corresponding concentrations of liquid reagent (see Fig. 3c), and, therefore, the reaction rate depends only on the mass transfer of the liquid compound to the catalyst surface. Fig. 4 shows the concentration runs of the liquid and gas reagents along the catalyst bed.

The concentration of the liquid compound  $C_{cr,l}$  corresponding to a change in the mass transfer mechanism can be estimated by the following equation (see Appendix A)

$$C_{cr,l} = \frac{C_g \beta_{g,s}}{nH \beta_{l,s}} \quad (4)$$

In many industrial reactors, the concentration  $C_{cr,l}$  is about two times less than the concentration of liquid compound  $C_{in,l}$  at the reactor inlet. That implies a very important conclusion for the development of new technologies, namely, that the high concentration of the liquid compound on the

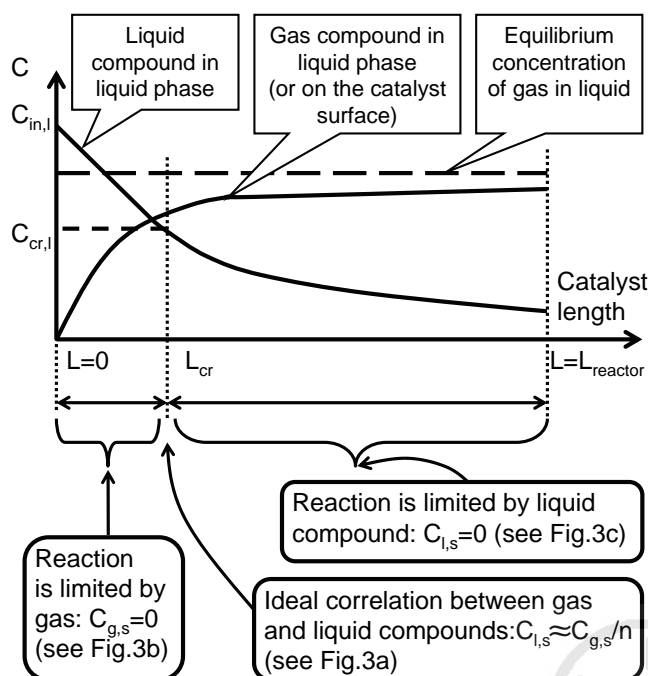


Fig. 4. Concentration profiles of liquid and gas vs. the catalyst length.

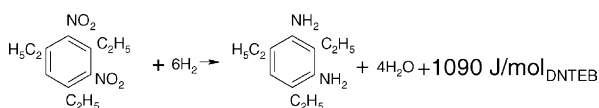
initial part of the catalyst bed plays no role since the whole process only depends on the mass transfer of the gas reagent. At the same time, the high concentration of the gas compound in the gas phase (or pressure in the reactor) plays no role in the final part of the catalyst bed since the reaction rate only depends on the mass transfer of the liquid compound. As a rule, this final part is more than a half of the whole length of the catalyst bed.

Let us illustrate the considered mass transfer mechanism with two reactions. The first is hydrogenation of dinitrotriethylbenzene (DNTEB) to diamino triethylbenzene (DATEB), and the second reaction is hydrodesulfurization (HDS) reaction considered by Satterfield (see Example 2.3 in [20]).

It is necessary to point out that the considered analysis of mass transfer in such a way has not been encountered in the available literature.

#### Example 2.1. DNTEB hydrogenation.

The reaction



is carried out in the temperature range of 100–150 °C ( $\Delta T_{\text{ad}} = 15^\circ\text{C}$ ). The liquid feed is 30% solution of DNTEB in methanol ( $C_{\text{in},l} = 950 \text{ mol/m}^3$ ).

Under the reaction conditions, we have  $(D_{g,1}/D_l)^{0.7} = 3.4$ ,  $C_g/H = 660 \text{ mol/m}^3$  (100 bar). One can calculate  $C_{\text{cr},l} = 380 \text{ mol/m}^3$  ( $n = 6$ ,  $X_1 = 0.99$ ). Comparing this

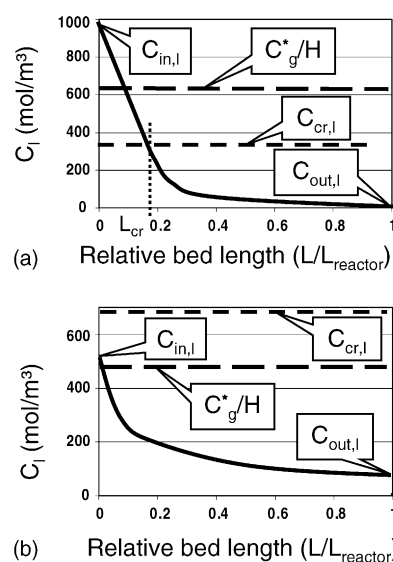


Fig. 5. Concentration of liquid compound: (a) hydrogenation of DNTEB; (b) hydrosulfurization of dibenzothiophene.

value with  $C_{\text{in},l} = 950 \text{ mol/m}^3$ , one can make a conclusion that  $L_{\text{cr}} \sim 0.2 L_{\text{reactor}}$  (see Fig. 5a).

#### Example 2.2. HDS of dibenzothiophene.

The HDS process is carried out at  $T = 640 \text{ K}$  and  $P = 57 \text{ bar}$  ( $C_g/H = 484 \text{ mol/m}^3$ ). Let us estimate the process supposing only the presence of dibenzothiophene in the oil stock ( $n = 2$ ). The diffusion coefficient of dibenzothiophene is calculated as  $D_l = 1.3 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$ ,  $D_{g,1} = 5.5 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$ . The value of  $\beta_{g,s}/\beta_{l,s}$  equal to  $(D_{g,1}/D_l)^{0.7}$  is 2.8. Thus,  $C_{\text{cr},l} = 680 \text{ mol/m}^3$ .

Taking into account that in usual HDS processes, the concentration of sulphur in oil  $C_{\text{in},l} = 500 \text{ mol/m}^3$  (2 mass%), we can conclude that mass transfer of the hydrogen to the catalyst surface plays no role on the whole reactor length (see Fig. 5b).

#### 2.4. Is it possible to intensify the reaction in TBR or BC reactors with gas recycling?

The typical situation in industrial applications is the use of a very active catalyst. That means that the reaction rate mainly depends on the properties of the reacting system to deliver gas and/or liquid reagents to the catalyst surface. According to [16,22–25], the mass transfer in TBR and BC reactors is defined only by the hydrodynamics of two-phase flow and the physical properties of liquid and gas. There are only two means of mass transfer intensification: either to increase the velocities of gas and/or liquid or to decrease the size of catalyst particles (a decrease of particle size also leads to the improvement of intraparticle diffusion). Let us analyse these possible improvement steps from the point of view of the energy consumption in the reactor.

Comparing different correlations for the gas–liquid and liquid–solid mass transfer, Ramachandran and Chaudhari [22] show that the gas–liquid mass transfer coefficient  $K_{g,1}$  is proportional to  $U_g$  to the power of about 0.2–0.4 and to  $U_1$  to the power of 0.7–1. The liquid–solid mass transfer coefficients  $\beta_{g,s}$  and  $\beta_{l,s}$  are proportional to  $U_1$  to the power of 0.5–0.7 and practically do not depend on the gas velocity  $U_g$ . A very weak influence of the gas flow on the liquid–solid mass transfer can apparently be explained by the existence of the viscous underlayer, into which the disturbance caused by the gas flow cannot penetrate with high efficiency.

As explained above, the reactor has two zones. The first is the zone of the high concentration of the liquid compound where the intensification of gas–liquid mass transfer should result in an increase in the reaction rate. On this part of the catalyst bed in order to make the gas–liquid mass transfer coefficient greater by 50%, the gas velocity should be increased by three to seven times that means 9- to 49-fold growth of energy expenditure for gas recycling.

The second zone is the final part of the reactor where the increase of the gas–liquid mass transfer brings no results, and only the liquid–solid mass transfer should be taken into account. The liquid–solid mass transfer can be influenced by liquid velocity. An increase of the liquid–solid mass transfer by 50% means that the liquid velocity should rise twofold. In consequence, the liquid feed rate and also the gas recycling must be increased twofold in order to remove the reaction heat according to Eq. (2). It is clear that the energy for the gas compression becomes also about four times greater.

The last possibility of gas–liquid and liquid–solid mass transfer intensification is to decrease the catalyst particles. This option cannot be used since it leads to an increase in the pressure drop, which can dramatically become far greater during the reaction because of the formation of high molecular resins on the catalyst surface blocking the channels between small particles.

Thus, we can conclude that in the framework of the old process philosophy (mass transfer and heat removal by means of gas recycling), it is impossible to increase the reactor productivity by several times even if the energy input is proportionally levelled up, let alone to enhance reactor effectiveness at low energy supply.

### 2.5. Scaling-up

The scale-up procedure is very difficult for the processes with gas recycling. There are resulting uncertainties, which cannot be investigated completely, and there is nearly always a risk of constructing an industrial unit that cannot be operated appropriately. Really, mass transfer correlations give about 10-fold difference in mass transfer coefficients even in the simplest systems where only inert compounds, both gas and liquid are studied, let alone the problems related to the uneven wetting, “hot spots”, change of physical properties along the catalyst bed, and the possible influence of the chemical reaction on mass transfer [26,27,30].

The pilot plant investigation also cannot provide comprehensive knowledge of the process because in the pilot scale it is difficult to reproduce the same flow pattern with the real gas and liquid velocities at the same conversion as in the industrial reactor, especially taking into account catalyst deactivation during use.

Thus, the scale-up requires “know-how” from experience by process developers and a profound understanding of the physicochemical processes, as well as courage to make a project decision.

### 2.6. Process safety

As seen in Table 1, if the reaction heat is not removed from the whole catalyst bed or some part of it, the catalyst can be heated to a high temperature that, in turn, will provoke the consequent by-reactions with still higher heat release. The temperature increase will cause the evaporation of a significant quantity of liquid, which can lead to a sharp rise in pressure and, as a result, to the destruction of the reactor.

Probably the reason for such behaviour can be explained by the presence of “dead zones”—the conglomerate of particles being comparatively isolated from the surrounding flow. At the initial part of the catalyst bed where the concentration of the liquid compound significantly exceeds the concentration of gas on the catalyst surface, the concentration of the liquid compound inside the catalyst particle does not much differ from the concentration outside (see Fig. 3b). Due to uneven gas flow caused, for example, by high molecular by-products blocking the catalyst particles, there are conditions when the heat removal from these particles is not efficient. The catalyst particles have a possibility of heating up to the adiabatic temperature of the goal reaction and even higher taking into account by-reactions. In some cases, very interesting behaviour—some kind of macropulsations—can be registered in the reactor. This probable mechanism is described in [26].

The development of such a runaway happens in seconds and cannot be managed by usual process control systems. As a rule, the special systems purging the reactor by the inert gas should be installed, but this increases investment and production costs. It should be underlined that a sharp temperature jump leading to reactor damage can be provoked by a decrease in gas recycling. This can happen even if the liquid feed is stopped immediately thereafter.

### 2.7. Some common conclusions related to TBR and BC with gas recycling

The main conclusions that can be made considering these technologies are as follows.

1. In TBR and BC with gas recycling, only a small part of the energy brought by the compressed gas in the catalyst bed is “utilised” for mass transfer purposes. This makes ineffective all attempts of process intensification



by several times if we remain in the framework of the process philosophy, according to which gas flow serves as a tool for heat removal and mass transfer.

- In the framework of this technology, it is impossible to use catalyst particles of small sizes (less than 1 mm) because of a sharp increase in the pressure drop.
- High concentrations of the reacting compounds (liquid reagent at the inlet and high pressure of gas) have no proportional effect on the overall reaction rate since in the initial part of the catalyst bed, the high concentration of the liquid compound plays no role because of the low concentration of the gas reagent on the catalyst surface. At the same time, high pressure plays no role in the final part of the reactor since the overall reaction rate in this part is determined by the low concentration of the liquid compound.

### 3. Trickle-bed reactor with liquid recycling

In USSR industry in the 1980s, the operation of TBR and BC reactors with gas recycling for some important products could not be carried out appropriately, because the gas compressors destined for both gas recirculation and gas feed at high pressure could not be produced by the Soviet machinery industry. In order to avoid the use of such compressors, a technology with a gravitational film flow over the catalyst surface with liquid recycling was developed in the Russian Scientific Centre “Applied Chemistry” [5–9].

The simplified technological scheme of this technology is presented in Fig. 6. The liquid is distributed over the catalyst surface, forming the mobile liquid film moving downward. The demanded, controlled warming of the reaction mixture is provided by dilution of the feed with the final product by means of its recycling. Reaction heat is removed in the outside cooler situated on the recycle line. Fresh gas is supplied automatically by means of the pressure regulator keeping the needed pressure in the reactor. If by-gases formed during the reaction cannot be removed with the final product in a saturated state, a gas purge should be carried out. As a rule, this gas purge makes up less than 5% of the gas need for the reaction.

In the reactor, a cocurrent or countercurrent flow of gas can be brought about. If the vapour pressure of the initial compound is higher than the product vapour pressure, it is preferable to use countercurrent mode, which also permits an increase in the conversion due to some kind of a rectification effect (at hydrogenation of acetone to isopropanol the countercurrent flow increases conversion by 3–5% [6]). For increasing the reactor productivity, the process can be carried out in two stages (see Fig. 6c and d), where the first part of the reactor works with the liquid recirculation.

The comparative results in hydrogenation of some compounds are given in Table 3. As seen, this technology demonstrates the same or even higher productivity at the pressure,

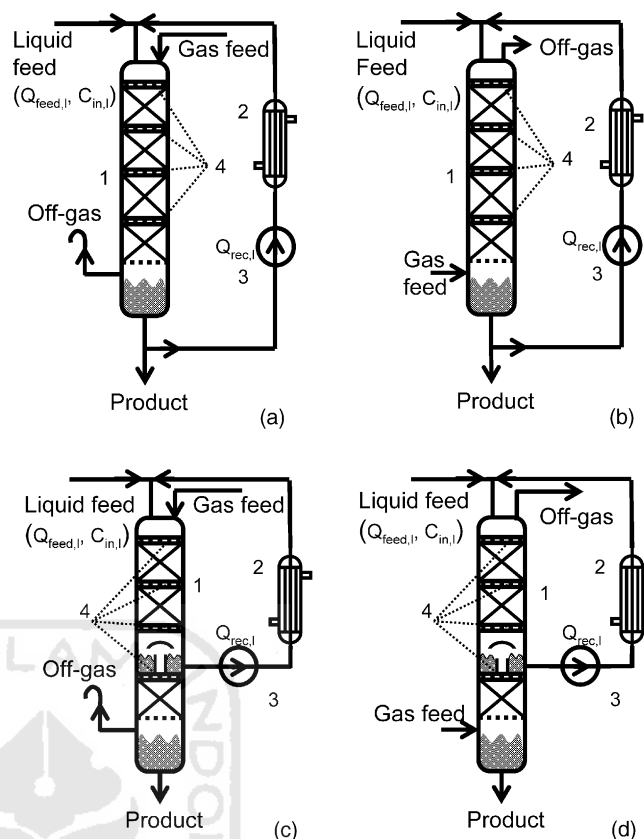


Fig. 6. Technological scheme of three-phase reactor with liquid recycling: (a) cocurrent mode; (b) countercurrent mode; (c) cocurrent mode, two-stage process; (d) countercurrent mode, two-stage process. (1) Reactor with phase separator, (2) cooler, (3) recycle pump, (4) liquid (re)distributors.

which is several times less than in TBR and BC reactors with gas recycling.

#### 3.1. Heat balance of the reactor

Since the quantity of fresh gas and its specific heat are negligible in comparison with the liquid phase, the heat balance can be written as follows

$$Q_{\text{feed},l} C_{\text{in},l} X_1 (-\Delta H) = \rho_l (Q_{\text{feed},l} + Q_{\text{recycle},l}) c_{p,l} \Delta T_{\text{ad}} \quad (5)$$

where the left side represents the heat released in the reaction and the right side is the heating of the liquid phase by the temperature  $\Delta T_{\text{ad}}$ .

The recycle rates  $k = Q_{\text{recycle},l} / Q_{\text{feed},l}$  for some hydrogenation processes are presented in Table 2.

#### 3.2. Hydrodynamics of gravitational liquid film flow over the catalyst bed

In industrial processes, the liquid velocity  $U_l$  is less than 1 cm/s (preferably 0.5–0.8 cm/s); the maximal gas velocity  $U_g$  is less than 1–4 cm/s. Since in this technology, the

Table 3

Comparison of hydrogenation reactions carried out in TBR and BC reactors with gas and liquid recycling (the catalyst used and temperature are the same for the compared reactions)

Process	BC or TBR with gas recycling		Technology of Russian Scientific Centre "Applied Chemistry" [5–9]	
	Pressure (bar)	Productivity (kg/(dm <sup>3</sup> <sub>cat</sub> h))	Pressure (bar)	Productivity (kg/(dm <sup>3</sup> <sub>cat</sub> h))
Nitroparaffins (C12–C14) to aminoparaffins (solvent: methanol)	150–200	0.15	50	0.15
3,4-Dicloronitrobenzine to 3,4-dicloraniline (solvent: toluene)	200	0.2	50	0.2
Furfurol to tetrahydrofurfuryl alcohol	150	0.1	50	0.1
Acetone to isopropanol	50	0.4	10	0.8
Furfurol to furfuryl alcohol	100–150	0.15	50	0.15
Nitrobenzene to aniline	200	0.25	50	0.15

velocity of the gas flow in the reactor changes from the maximal value at the reactor entrance to nearly zero (if the off-gas flow is negligible), the gas flow does not have a significant influence on the film flow pattern. Increasing the velocity of liquid flow  $U_1$ , the thickness of the liquid film  $\delta$  also increases. The dependence of the film thickness on the liquid flow can be obtained analytically for the simplified case: the film flow on the vertical wall. In this particular case,  $\delta$  is proportional to the liquid velocity to the power of 1/3 [28,29]. With the growing liquid flow, the liquid film thickens and if the space between catalyst particles becomes completely occupied with liquid, then the trickle/film flow pattern will be destroyed.

As an example, the border of trickle/film flow in the hydrogenation process of acetone to isopropanol is shown in Fig. 7 [6]. Similar data can be obtained by the simulation program suggested by Larachi and Grandjean [16].

It is necessary to point out that energy consumption by liquid recycling is considerably less in this technology than in TBR and BC reactors with gas recycling (see Table 2).

### 3.3. Mass transfer

Since the hydrodynamic interaction between the trickle/film flow and the nearly immobile gas phase is insignificant,

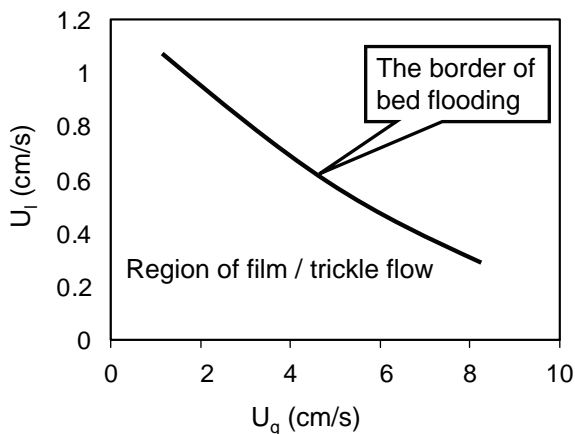


Fig. 7. The region of the film flow. Countercurrent flow of hydrogen; Ni/Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst ( $d = 5$  mm,  $h = 5$ –8 mm).

mass transfer liquid–solid as well as gas–liquid does not depend on gas velocity  $U_g$  [29,41–45]. According to these sources, both mass transfer coefficients are proportional to the liquid velocity  $U_1$  to the power of 0.5–0.8.

In spite of the fact that fixed-bed reactors with trickling liquid are widely used in practice, there are no reliable correlations for mass transfer coefficients. All mass transfer correlations are determined in experiments with chemically neutral systems in which only the influence of their physical and hydrodynamic properties on mass transfer is considered. The comparison of such correlations is given in [22,6]. Even in these neutral systems, mass transfer coefficients defined by different researchers differ dramatically and, in fact, cannot be used for the confident scale-up.

In reality, the mass transfer mechanism is more complex than can be imagined by considering the hydrodynamics of two-phase flow. In three-phase processes such as hydrogenation or oxidation, heat and/or gas produced during the reaction can dramatically change the character of mass transfer because of the oscillatory movement of liquid in catalyst pores [26,27,30]. Moreover, according the oscillation theory, if liquid velocity is low, liquid flow cannot have any significant effect on mass transfer. Disturbance of the liquid film caused by oscillations influences mass transfer far more than the disturbance caused by the liquid flow, which leads to the independence of mass transfer coefficients on liquid velocity. An approximate 10-fold acceleration of mass transfer caused by exothermic processes on the catalyst particle in comparison with usual mass transfer correlations for fixed-bed reactors is reported in [6,31].

Scaling-up the processes for industry application, the authors nearly always met the intensification of mass transfer in hydrogenation reactions, which demanded developing the special scale-up procedure (see Section 3.5).

As seen in Table 3, the technology with liquid recycling demonstrates the same or higher productivity in comparison with the technology with gas recycling although the pressure in the reactor is several times less. This fact can be explained by the analysis made above in Section 2.3. Namely, the initial part of the catalyst bed (where the overall reaction rate depends on the mass transfer gas–liquid–solid and, therefore, the higher pressure must influence the process) is so short that mass transfer of the liquid compound to the

catalyst surface determines the overall reaction rate in both technologies.

### 3.4. Is it possible to intensify the process in reactors with liquid recycling?

If we consider the process with a very active catalyst, the only way to increase the productivity is to intensify the mass transfer by increasing the liquid velocity (as stated above, the velocity of gas does not influence mass transfer). Proceeding from the most appropriate dimensions for the industrial reactor ( $d_{\text{reactor}}/L_{\text{reactor}}$  should be lower if possible), the velocity of liquid is already at its maximum of about 1 cm/s. That means that an increase in liquid velocity is not possible since it can lead to the flooding of the catalyst bed.

The process can be intensified by using a two-stage reactor (see Fig. 6c and d). The definition of the catalyst length for both stages can be made by means of optimisation methods, with the help of the mathematical model based on the macrokinetic study (see next section). As stated, in some cases the countercurrent gas flow increases the reactor productivity due to the rectification effect, but only to some extent.

### 3.5. Approaches to industrial design and the scaling-up procedure

Two groups of problems should be considered when working out project specifications. The first group involves specific chemical problems such as the length of the catalyst life (or at least its prognosis) and the influence of liquid recycling on the formation of by-products taking into account the necessity of a gradual temperature increase for the compensation of the decreasing catalyst activity during the operation time.

In order for these problems to be recognised, the process should be studied in the laboratory or by using a pilot reactor unit with liquid recycling, according to Fig. 6. Since the formation of by-products and the mechanism of the catalyst ageing have a very complex nature, the investigation should be carried out with real gas and liquid stocks.

The second group involves the problems concerning the transition from the laboratory scale to the industrial one. The complexity of scaling-up comes from the uncertainties related to hydrodynamics (e.g. uniformity of liquid flow and catalyst wetting), mass transfer (e.g. influence of chemical reaction [26,27,30]), heat transfer (e.g. partial evaporation and, as a result, changing of particle wetting fraction), as well as the relationship to kinetics (e.g., due to evaporation processes caused by non-uniformities of flow, the reaction mechanism can change).

The methods of mathematical modelling cannot provide the comprehensive process description demanded for project decisions since it is impossible to take into account all existing phenomena and predict the influence of hydrodynamics, heat and mass transfer, or kinetics on each other.

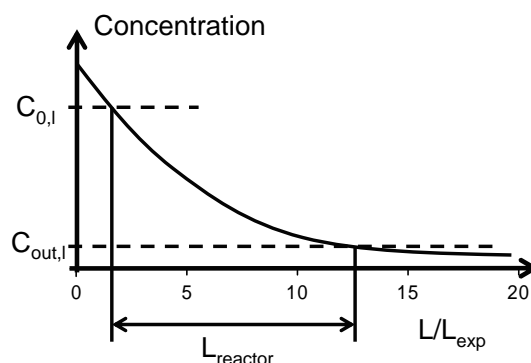


Fig. 8. Concentration vs. catalyst height.

In order to avoid all above-mentioned uncertainties, the scaling-up procedure was developed [6,32]. This method allows one to receive the concentration profile of the reacting substance along the reactor bed of any length.

The experiments are carried out in the reactor in which the height of the catalyst bed makes up  $L_{\text{exp}} = 50\text{--}100$  cm. The sufficient quantity of the mixture prepared from the initial substance and the final product is passed through the reactor with the given velocity and is collected at the reactor outlet. The concentration of the liquid reagent is then analysed. The value of this concentration represents a point after the first 50–100 cm of the catalyst bed in the diagram “concentration versus catalyst height” (Fig. 8). Passing the collected mixture through the catalyst bed several times, the concentration change of the liquid compound can be received as a function of the catalyst length. The family of the runs one of which is presented in Fig. 8 can be obtained for different liquid velocities and temperatures.

Fig. 8 can be used to determine the catalyst height of the industrial reactor as the length along which the concentration of the liquid compound decreases from  $C_{0,1}$  (the concentration of the liquid reagent after mixing with the recycling flow) to  $C_{\text{out},1}$  (the demanded concentration at the reactor outlet).  $C_{0,1}$  can be calculated proceeding from the mass balance as

$$C_{0,1} = \frac{C_{\text{in},1} + kC_{\text{out},1}}{1 + k} \quad (6)$$

The diameter of the industrial reactor can be defined proceeding from the given volumetric flow of the liquid feed  $Q_{\text{feed},1}$  as

$$d_{\text{reactor}} = \sqrt{\frac{4Q_{\text{feed},1}(1 + k)}{\pi U_1}} \quad (7)$$

In order to minimise the price of the industrial reactor, the ratio of the reactor diameter to its height must be as low as possible. That means that the superficial velocity of liquid  $U_1$  should have a maximal value at which, however, the film/trickle flow remains stable. For catalyst particles of 3–8 mm in industrial processes, this velocity can be recommended as equal to 0.8 cm/s.

The same procedure can be used at scaling-up the two-stage process presented in Fig. 6c and d.

In order to be sure that there is no change in the flow pattern in the catalyst bed, the liquid redistributors should be installed every 2–3 m. In the industrial unit of DNTEB hydrogenation, one of the authors took a risk of possible maldistribution. Only one liquid distributor at the reactor top was mounted. Nevertheless, the reactor functioned as predicted by scale-up experiments.

### 3.6. Process safety

In this technology, the reaction heat from the catalyst bed is removed by liquid recycling through the catalyst. In order to avoid the situation when the liquid stock continues to be fed into the reactor in case liquid recycling is less than necessary, the automatic blocking of the liquid feed pump should be activated. Contrary to the technologies with gas recycling, the runaways connected with the sudden heating of the reactor are impossible since the reacting compound diluted in  $k$  times can produce the adiabatic heating by only 15–70 °C (see Table 2) even if liquid recycling stops. The heat behaviour of this technology is so inert that even if all automatic blockings are deactivated and the control systems malfunction, operating personnel have enough time to prevent negative consequences.

### 3.7. Some common conclusions related to the technology

In opposition to the TBR and BC reactors with gas recycling, where the energy of the compressed gas is badly used for the mass transfer purposes, the energy delivered by moving liquid film is significantly better dissipated for the mass transfer purposes. However, it is impossible to intensify the process in the framework of the gravitational film flow since there is a strong restriction on superficial liquid velocity, which should be less than  $\sim 1$  cm/s.

When this technology is introduced in Russian scientific and industrial communities, one question very often arises. Why was this technology not developed much earlier? The applications of liquid recycling for cooling and trickle/film flow are very well-known methods. The answer seems to be that chemical technologists try to organise the processes at maximal concentrations of the reacting compounds. Really, in our case, we have the concentration of the liquid compound at the reactor inlet by 5–100 times less than in the technologies with gas recycling, and, at the same time, the pressure in the reactor is three to four times lower. According to common chemical sense, we should expect that technology with liquid recycling should demonstrate the productivity 15–400 times less than technology with gas recycling, which is not sufficient for industry. Mass transfer effects analysed in Section 2.3 bring more understanding to this seeming paradox.

## 4. Presaturated one-liquid-flow technology (POLF technology)

### 4.1. Main scientific principles of POLF technology

Let us formulate the principles of the process organisation in previously considered three-phase technologies from some abstract point of view. In both technologies analysed above, the catalyst bed plays two roles. The first is the specific role of a chemical converter, for which the catalyst is destined, and second, the catalyst bed is used as a mass transfer device.

The combination of these two principles in one device is a rather difficult task especially taking into account the low efficiency of the energy dissipation for mass transfer purposes by gas compressing or the impossibility of increasing the liquid velocity in the technology with gravitational film flow.

In opposition to the technologies where intensive gas–liquid mass transfer is carried out by the shear stress between gas and liquid, let us create a new fixed-bed technology based on the following principles.

(a) In order to avoid mass transfer gas–liquid in the reactor, we will provide mass transfer gas–liquid in a special highly effective but very small device called a saturator before the reactor, and then, only this liquid phase saturated with gas will be fed into the reactor. (b) Since only the liquid phase is pumped through the catalyst bed, the pressure drop (and energy expenditure for liquid pumping) is very low. That means that the velocity of liquid flow through the bed can be significantly increased, and that, correspondingly, leads to an increase of mass transfer liquid–solid and, as a consequence, to higher reactor productivity. (c) In contrast to the previously discussed technologies, in this new technology, the pressure drop does not dictate a strong limitation on the usage of small catalyst particles. The application of the catalyst of small sizes also leads to process intensification. (d) Since the gas solubility of such gases as hydrogen or oxygen is low and the concentration of the liquid compound in the feed is comparatively higher than the equilibrium gas concentration in liquid, the recycling of the final product through the saturator is necessary to deliver the needed quantity of gas in the reaction zone. The liquid recycling also provides the removal of the reaction heat in the cooler installed on the recycle line.

The approach to such a process organisation is presented in Fig. 9. In TBR and BC reactors with gas recycling, as considered before, the overall reaction rate in the final part of the reactor ( $L > L_{cr}$ ) is defined exclusively by the mass transfer of a liquid reagent to the catalyst surface. If in this part the concentration of gas in liquid is as shown by the hypothetical profile, the overall reaction rate will remain the same.

In the new POLF technology, the reaction already begins having the needed concentration of gas and liquid reagents in the liquid phase. In such a process organisation, there is

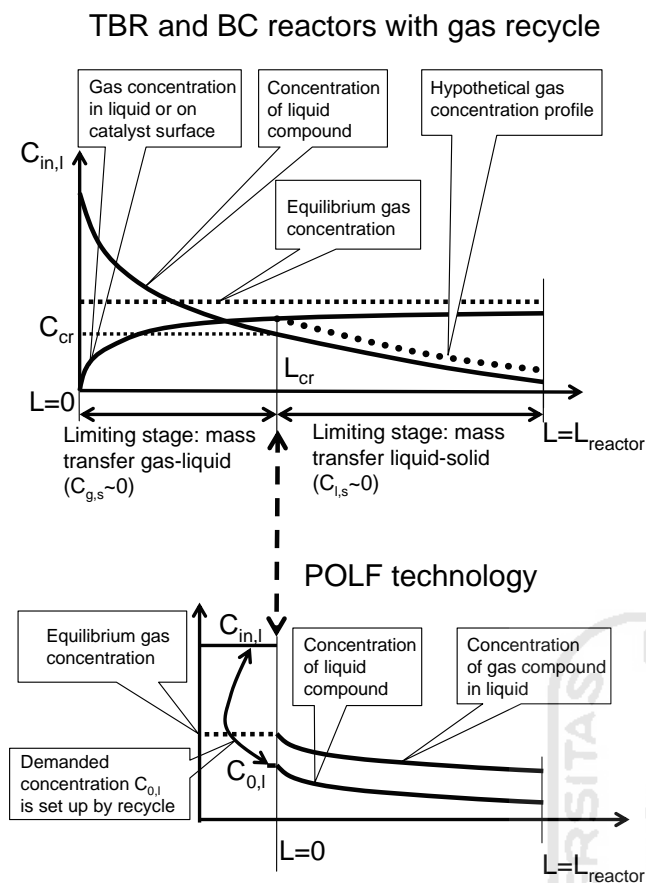


Fig. 9. The main scientific principles of POLF technology.

no difference in the behaviour of gas and liquid compounds. We can consider the process as a reaction of two compounds in one phase.

The simplified technological scheme of POLF technology is shown in Fig. 10a. After the reactor, one part of the liquid (product) is continuously withdrawn from the reactor unit so that the liquid level in the phase separator remains at the same position, and another part with the low gas concentration goes to the saturator where it is saturated with fresh gas. After going through the saturator, the liquid with the dissolved gas enters the phase separator. From the phase separator, the liquid taken by the recycle pump and mixed with the liquid feed is led into the reactor. The reaction heat is removed in the cooler on the recycle line. Fresh gas is supplied to the reactor automatically by means of the pressure controller, so that the pressure is kept constant in a chosen point of the scheme (e.g. in the phase separator).

Depending on the nature of the reaction and industrial demands, there are more than 10 different modifications of this scheme (see, for example, Figs. 10b and 12). More than 10 different reactions were realized with the POLF technology in laboratory, pilot plant, and industrial scales. In Table 4, some indices of hydrogenation reactions are given in comparison with the indices of the technology with liquid film flow and liquid recycling. As seen, the

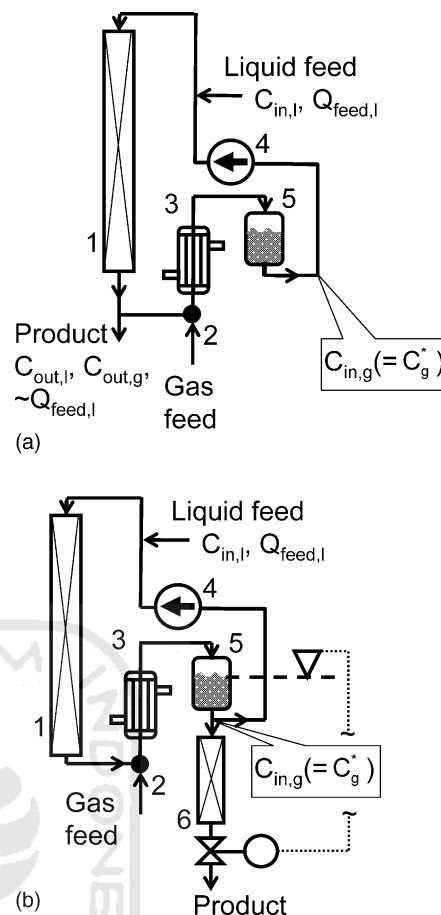


Fig. 10. Principle technological scheme of POLF technology [11]: (a) one-stage process; (b) two-stage process. (1) Reactor, (2) saturator, (3) heat exchanger, (4) liquid recycle pump, (5) phase separator, (6) second reactor.

productivity of the POLF technology is several times greater.

The following specific features that can be realized only by the POLF technology should be pointed out (see Table 4): (a) small catalyst particles can be used in the catalyst bed without any difficulties related to the pressure drop; (b) a suspension of the bad soluble compound can be fed into the reactor (e.g. hydrogenation of 1,5-dinitronaphtalene), since the reactor has no liquid distributors inside; (c) some compounds can be converted without any solvents at all (e.g. DNTEB hydrogenation, whose production costs become lower because the expensive stage of the solvent separation is absent).

#### 4.2. Hydrodynamics

Since the one-phase flow of liquid is carried out in the reactor, the whole description of the hydrodynamic behaviour is simpler. If the special measures are undertaken in order to avoid the local formation of gas bubbles due to possible local pressure and temperature variations, the problems related to the wetting efficiency, gas and liquid distribution, and space orientation (vertical, horizontal, etc.) cannot be

Table 4

Comparison of hydrogenation reactions carried out in TBR reactors with liquid recycling and in POLF reactors (the catalyst used and temperature are the same for compared reactions)

Process	Technology of Russian Scientific Centre "Applied Chemistry"		POLF technology	
	Pressure (bar)	Productivity (kg/(dm <sup>3</sup> cat h))	Pressure (bar)	Productivity (kg/(dm <sup>3</sup> cat h))
Acetone to isopropanol	10	0.8	10	3.5
Furfural to tetrahydrofurfuryl alcohol	50	0.1	50	0.25
4-Nitrosophenol to 4-aminophenol (solvent: ethanol)	50	0.2	50	0.3
Furfural to furfuryl alcohol	50	0.15	50	0.45
Nitroparaffins (C12–C14) to aminoparaffins (solvent: methanol)	50	0.15	50	0.45
Dinitrotriethylbenzene to diaminotriethylbenzene (solvent: methanol)	50	0.15	50	0.3
Dinitrotriethylbenzene to diaminotriethylbenzene (without solvent)	50	~0	50	0.15
1,5-Dinitronaphtalene to 1,5-diaminonaphtalene (10% suspension in ethyl acetate)	Hydrogenation in this type of the reactor is impossible		50	0.1
Nitrobenzene to aniline	50	0.15	50	0.4
3,4-Dicloromitrobenzine to 3,4-dicloraniline (solvent: toluene)	50	0.2	50	0.4
2,4/2,6-Dinitotoluene to 2,4/2,6-diaminotoluene	50	0.15	50	0.4
1-Octene to octane (1.0 mm particles)	25	5	25	32
1-Octene to octane (0.6 mm particles)	Hydrogenation in this type of the reactor is impossible		25	65
1-Octene to octane (0.35 mm particles) [48]	Hydrogenation in this type of the reactor is impossible		25	500

considered at all. The reactor construction can be simplified. No inside distributors are demanded.

The pressure drop in the catalyst bed and in the pipework can be evaluated with well-known equations. The energy expenditure for liquid recycling can be estimated as

$$E_{\text{recycle},1} = Q_{\text{recycle},1} \Delta P \quad (8)$$

#### 4.3. Mass transfer

Mass transfer at the one-phase flow through the catalyst bed is well investigated. In opposition to the two-phase gas–liquid flow where many uncertainties produce differences in the mass transfer coefficients, the correlations describing mass transfer in the one-phase flow can be used with a greater certainty for estimation of industrial reactors [20,33] and can be approximated, for example, with the following equations [20]

$$Sh = \frac{0.25}{\varepsilon} Re^{0.69} Sc^{1/3} \quad (Re = 55–1500) \quad (9)$$

$$Sh = \frac{1.09}{\varepsilon} Re^{1/3} Sc^{1/3} \quad (Re = 0.0016–55) \quad (10)$$

#### 4.4. Approaches to industrial design and scale-up

Let us consider the reactor unit shown in Fig. 10. The equilibrium concentration of the gaseous compound after the saturator depends exclusively on the physical properties of the reacting mixture and can be determined by the gas solubility as

$$C_{\text{in},g} = C_g^* = P_g \alpha \quad (11)$$

where  $\alpha$  is a solubility coefficient.

According to the reaction in Eq. (3), the concentration of the liquid compound at the reactor inlet should be equal to

$$C_{0,1} = \frac{C_g^*}{n} \quad (12)$$

However, taking into account that some part of the gas can be spent on by-reactions, the concentration of the liquid compound  $C_{0,1}$  should be a little bit less, e.g. by 20% less than given by Eq. (12), i.e.

$$C_{0,1} = \frac{0.8C_g^*}{n} \quad (13)$$

The recycle rate  $k = Q_{\text{recycle},1}/Q_{\text{feed},1}$  and, correspondingly,  $Q_{\text{recycle},1}$  can be defined from the mass balance

$$C_{0,1}(Q_{\text{feed},1} + Q_{\text{recycle},1}) = C_{\text{in},1}Q_{\text{feed},1} + C_{\text{out},1}Q_{\text{recycle},1} \quad (14)$$

as

$$k = \frac{C_{\text{in},1} - C_{0,1}}{C_{0,1} - C_{\text{out},1}} \quad (15)$$

$$Q_{\text{recycle},1} = kQ_{\text{feed},1} \quad (16)$$

It is necessary to point out that if the equilibrium gas concentration in liquid and, consequently, the concentration of the liquid compound at the reactor inlet  $C_{0,1}$  according to Eq. (12) are comparatively high (e.g. due to high pressure), the adiabatic heat-up  $\Delta T_{\text{ad}}$  of the reacting mixture can exceed the permitted value. In this case, the recycle rate  $k$  should be calculated proceeding from  $\Delta T_{\text{ad}}$  according to the equation given in Table 2.

With the help of the mathematical model (see Appendix B), it is possible to estimate how the change of the liquid

velocity and the particle diameter can result in the reactor productivity  $LHSV = Q_{\text{feed},1}/V_{\text{reactor}}$ .

Considering the design of the real industrial process, such characteristics as  $Q_{\text{feed},1}$ ,  $C_{\text{in},1}$ ,  $C_{\text{out},1}$  and  $P_g$  are preset by the production tasks. At these parameters, the recycle rate  $k$  and the concentration of the liquid compound at the reactor inlet  $C_{0,1}$  are also preset.

Integration of Eq. (B.8) at initial conditions Eq. (B.7) (see Appendix B) in the case of a very active catalyst (i.e.  $C_{1,s} \approx 0$ ) yields

$$LHSV = \frac{1}{(1+k)\ln(C_{0,1}/C_{\text{out},1})} a\beta_{1,s} \quad (17)$$

Taking into account that  $a \sim 1/d_p$  and  $\beta_{1,s} \sim (d_p U_1)^{0.69}/d_p$  (see Eq. (9)), the reactor productivity can be expressed as

$$LHSV \sim \frac{U_1^{0.69}}{d_p^{1.31}} \quad (18)$$

Thus, a twofold growth of the liquid velocity  $U_1$  increases LHSV by 1.6 times. A twofold decrease of the catalyst particle size should make LHSV 2.5 times greater.

This analysis shows a very high potential for further process intensification. In order to achieve the maximum productivity, liquid velocity should be maximal and the size of catalyst particles should be minimum.

Both these factors increase the pressure drop over the catalyst bed. The maximum pressure drop allowed for the process is dictated by technological points such as catalyst strength and its mechanical stability, the possible formation of by-products on the catalyst surface leading to a blockade of the free space around particles, and characteristics of the recycle pump.

The authors' experience in industrial implementation of different technologies shows that project and industrial people do not completely trust (and they are nearly always right) in the results received by mathematical modelling.

The most reliable data for the new construction or reconstruction of industrial units are the data obtained in laboratory or pilot units, where the hydrodynamic conditions are the same as in the industrial process. However, the existing three-phase technologies with two-phase gas–liquid flow do not allow the same hydrodynamic pattern at scaling-down. The reproduction of gas and liquid velocities demands the height of the catalyst bed be more than 5–10 m. Naturally, the creation of such reactors in the laboratory or in the pilot plant is rather a difficult task.

In POLF technology, the laboratory or pilot reactor of any length can be constructed as shown in Fig. 11 since the flow direction of the single liquid phase plays no role. This reactor allows one to measure the concentration profiles of both the liquid compound and the gaseous compound (by means of desaturation in a usual glass syringe) with the help of valves installed between the reactor sections.

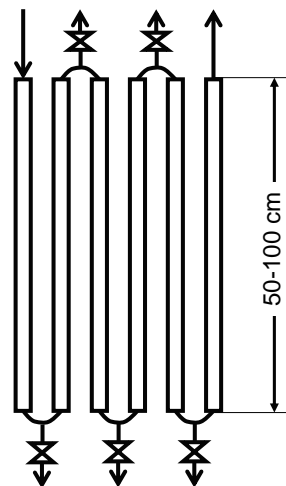


Fig. 11. Pilot plant reactor simulating the real industrial length.

#### 4.5. Process safety

In comparison to existing technologies, the POLF technology is the safest. If the temperature control malfunctions, no runaways can happen since the concentration of the soluble gas is so small that the heating of the reaction mixture cannot be increased more than by 10–30 °C.

#### 4.6. Some common comments on the POLF technology

In contrast to technologies where the direction of the liquid flow should be only vertical, the POLF technology permits the flow of the single liquid phase in different directions as shown, for example, in Fig. 12. If the active catalyst is used, the reactor in Fig. 12 will demonstrate the

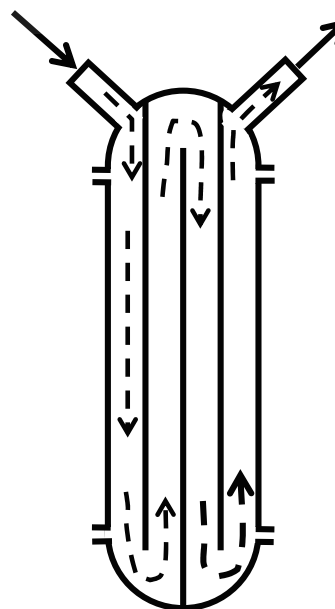


Fig. 12. Flow structure in the reactor with partitions.

Table 5  
Hydrogen solubility in different liquids [34]

	Solubility coefficient $\alpha$ at 25 °C (mol <sub>H<sub>2</sub></sub> /(m <sup>3</sup> <sub>liquid</sub> bar))
Usual solvents	
Methanol	4.2
Ethanol	4.0
Isopropyl alcohol	3.3
Ethyl acetate	3.8
Toluene	3.9
Some reacting compounds and products	
Water	0.9–1.8
Aniline	0.89
Nitrobenzene	1.3
Hydrogen carriers	
Liquid butane	1.7
Pentane	13.4
Hexane	10.7
Some flour compounds	8.9
	>~22.3

productivity about 2.6 times ( $=4^{0.69}$ ) more than the same reactor without inside partitions.

Another method of intensification is the application of two (or more) stages as shown in Fig. 10b. Not wishing to overburden the text, the authors' does not describe such a system in detail since the approaches to scaling-up, modelling and reactor design do not differ much from the ones described for the one-stage reactor (Fig. 10a). It should be pointed out that the two-stage process increases the catalyst productivity by about two times as much.

It is obvious, that the increase of the equilibrium gas concentration and, consequently, the liquid concentration according to Eq. (13) leads to the growth of the overall reaction rate. The equilibrium concentration of the gas compound can be increased either by higher reactor pressure (that implies higher costs for investment and process safety) or by the application of some liquids (the authors call them gas carriers) that have significantly higher solubility in comparison with the usual solvents (see Table 5).

The application of hydrogen carriers results in an increase of productivity of several times (e.g. at hydrogenation of nitrobenzene the usage of hexane brings a fivefold increase of the reaction rate). It is necessary to point out that in many cases, such gas carriers are not mixed with the reaction products. That makes the following separation stage of the product from the reacting mixture very easy and cheap (e.g. at nitrobenzene hydrogenation with hexane, the liquid phase at the reactor outlet consists of three layers: water, aniline and hexane, which can be easily separated from each other).

Thus, the POLF technology can be considered as a universal industrial method for carrying out multiphase reactions because of the following features: (a) extremely high productivity (more than 10 times); (b) very low energy expenditure; (c) absolute process safety (no heat accidents can happen as a result of the low gas concentration in the liquid phase); (d) low pressure drop; (e) the possibility of using

small catalyst particles and, as a result, the possibility of further process intensification (the POLF technology combines the advantage of the fixed bed catalyst—no filtration with the advantage of suspended catalyst—with deeper utilisation of the particle volume); (f) low production costs if the reaction is carried out without a solvent (e.g. hydrogenation of dinitrotriethylbenzene and dinitrotoluene); (g) the possibility of converting some bad soluble compounds (e.g. hydrogenation of 1,5-dinitronaphtalene); (h) cheap and simple separation of the product from the reaction mixture if the gas carriers are used; (i) low investment and production costs; (j) quick, easy, and cheap reconstruction of the existing industrial units; (k) simple and cheap construction in seismically dangerous areas since the reactor can be mounted in a horizontal position; (m) simplified scale-up procedure and pilot plant investigation; and (n) economical gas consumption due to the low gas concentration at the reactor outlet.

The main principles of the process organisation in the POLF technology—carrying out the gas–liquid mass transfer in a special device and an acceleration of the liquid–solid mass transfer by moving liquid—demonstrates a very productive method for process intensification and has very promising potential for the further process development. Some of the new approaches based on the POLF technology concerning new reactor types and new reactions (e.g. Fischer–Tropsch synthesis) are now being developed.

The POLF technology gives existing TBR and BC reactors the opportunity for an increase of productivity. The simplest POLF reactor (a tube or column reactor of small size operating without liquid recycling and the saturator) can be installed directly after a TBR or BC reactor since in TBR and BC technologies, the liquid at the reactor outlet is already saturated with the gas (see Fig. 4).

In spite of the fact that there is only a flow of the single liquid phase in the POLF reactor and, as a result, hydrodynamics, mass and heat transfer should be rather simple, the reality can be far more complex. The oscillatory phenomenon in exothermic reactions and/or reactions with gas production [26,27,30] can demand some new approaches to the description of mass transfer.

Naturally, in working out the POLF technology the authors asked themselves why this technology was not developed earlier. The answer is apparently based on the fear of chemical process developers to carry out the process under conditions of small reacting concentrations and, therefore, to lower reactor productivity, especially in a particular case when we have bad soluble gases.

It must be pointed out that a similar process organisation was considered by two groups of authors: Obenous and Nierlich [38], and Packer and James [47]. In these patents, the special task to hydrogenate concrete compounds with a very low initial concentration was solved about 20 years ago. Maybe this narrow application made it difficult for the scientific community of those days to estimate the universal importance of the POLF technology for industrial purposes.



## 5. Conclusion

Both technologies with liquid recycling can be considered as universal methods for industrial application because of the operation at low pressure, simple and cheap equipment, and low energy demand. From the authors' point of view, they can be used in the manufacture of many products. Nevertheless, TBR and BC reactors will continue to play a great role in some reactions with complex kinetics if the intermediate products should be manufactured with high selectivity.

## Acknowledgements

The authors would like to express his appreciation to all colleagues in the research, project and production departments of the Russian Scientific Centre "Applied Chemistry" (RSCAC), St. Petersburg, as well as to Prof. Jess and all colleagues of the Chair of Chemical Technologies, University of Bayreuth (Germany). The authors thanks Mrs. Kumbur, Dr. Vischnykov, Dr. Egorova, Mr. Tchetaev, Mr. Berdichevskii, Mrs. Ignat'eva, Dr. Ebut-Wjdi, Mrs. Shapaval, Mr. Khurgin, Mr. Glagovskii, Dr. Ryleev, Dr. Nagrodskii and Prof. Sharikov from RSCAC and LEDAHIM, Russia, for the fruitful discussion and collaboration in the implementation of industrial projects. One of the authors also would like to express his gratitude to his wife, Natalia Datsevich, for her support during the realisation of innumerable projects, construction and implementation works.

## Appendix A. Definition of $C_{cr,1}$ in TBR and BC reactors with gas recycling

Mass transfer equations for both reagents to the catalyst surface according to Eq. (3) can be written as

$$j_g = \beta_g(C_g - H C_g^*) = \beta_{g,1}(C_g^* - C_{g,1}) = \beta_{g,s}(C_{g,1} - C_{g,s}) \quad (A.1)$$

$$j_l = \beta_{l,s}(C_l - C_{l,s}) \quad (A.2)$$

$$j_g = n j_l \quad (A.3)$$

Equations in Eq. (A.1) can be transformed to

$$j_g = K_{g,1}(C_g/H - C_{g,1}) \quad (A.4)$$

or

$$j_g = K_{g,s}(C_g/H - C_{g,s}) \quad (A.5)$$

where  $K_{g,1} = (1/\beta_{g,1} + 1/(H\beta_g))^{-1}$ ,  $K_{g,s} = (1/K_{g,1} + 1/\beta_{g,s})^{-1}$

If the partial pressure of gas compound in the gas phase significantly exceeds the partial pressure of the liquid vapour, the gas side mass transfer coefficient  $\beta_g$  is negligible, and  $K_{g,1} = \beta_{g,1}$ .

Let us introduce the concentration of the liquid compound in the liquid bulk  $C_{cr,1}$  corresponding to the situation when the concentrations of both reagents on the catalyst surface are in the ideal stoichiometric relation (i.e.  $C_{g,s} \approx nC_{l,s}$ ) and equal to zero for the highly active catalyst (see Fig. 3a). Eqs. (A.1)–(A.5) yields

$$C_{cr,1} = \frac{K_{g,s} C_g}{n\beta_{l,s} H} \quad (A.6)$$

or

$$C_{cr,1} = \frac{C_g \beta_{g,s}}{nH \beta_{l,s}} \left( 1 + \frac{\beta_{g,s}}{K_{g,1}} \right)^{-1} \quad (A.7)$$

In TBR and BC with high gas velocities, the ratio  $\beta_{g,s}/K_{g,1}$  is far less than unity [22], and  $C_{cr,1}$  can be calculated as

$$C_{cr,1} = \frac{C_g \beta_{g,s}}{nH \beta_{l,s}} \quad (A.8)$$

The ratio of  $\beta_{g,s}/\beta_{l,s}$  can be taken to equal to  $(D_{g,1}/D_l)^m$ , since  $\beta_s \sim D^m$  [23] where  $m$  is in the range of 0.5–1 (usually  $m = 0.7$ ; Higbie's penetration model gives  $m = 0.5$ ; film model gives  $m = 1$ ).

## Appendix B. Simplified mathematical model of the POLF reactor

Since the behaviour of the only liquid phase through the catalyst bed is well described, it is possible to calculate and to optimise the reactor size basing on the following model of the ideal plug flow.

$$-U \frac{dC_l}{dL} = (1 - \varepsilon) f(C_{g,s}, C_{l,s}, T, d_p) \quad (B.1)$$

$$-U \frac{dC_{g,1}}{dL} = (1 - \varepsilon) n f(C_{g,s}, C_{l,s}, T, d_p) \quad (B.2)$$

$$\rho C_p U_1 \frac{dT}{dL} = (1 - \varepsilon) f(C_{g,s}, C_{l,s}, T, d_p) (-\Delta H) \quad (B.3)$$

$$a\beta_{l,s}(C_l - C_{l,s}) = (1 - \varepsilon) f(C_{g,s}, C_{l,s}, T, d_p) \quad (B.4)$$

$$a\beta_{g,s}(C_{g,1} - C_{g,s}) = (1 - \varepsilon) n f(C_{g,s}, C_{l,s}, T, d_p) \quad (B.5)$$

$$U_1 = \frac{Q_{feed,1}(1+k)}{F_{reactor}} \quad (B.6)$$

The initial conditions are

$$T = T_{in}, \quad C_l = C_{0,l}, \quad C_{g,1} = C_g^* \quad \text{at } L = 0 \quad (B.7)$$

The function  $f(C_{g,s}, C_{l,s}, T, d_p)$  in Eqs. (B.1)–(B.5) presents the chemical reaction rate on a single catalyst particle related to its volume. This reaction rate depends on the concentrations of the reacting liquid and gaseous compounds on the catalyst surface as well as on temperature and the particle diameter as discussed, for example in [35–37] and can be obtained in laboratory experiments when all mass transfer limitations are absent.

It should be underlined that the suggested model can be used only for the goal reaction and is not suitable for by-reactions.

Supposing that the catalyst is very active (i.e.  $C_{1,s} \approx 0$ ), Eqs. (B.1)–(B.5) can be transformed to the expression, with the help of which the catalyst length can be estimated as a function of the concentration

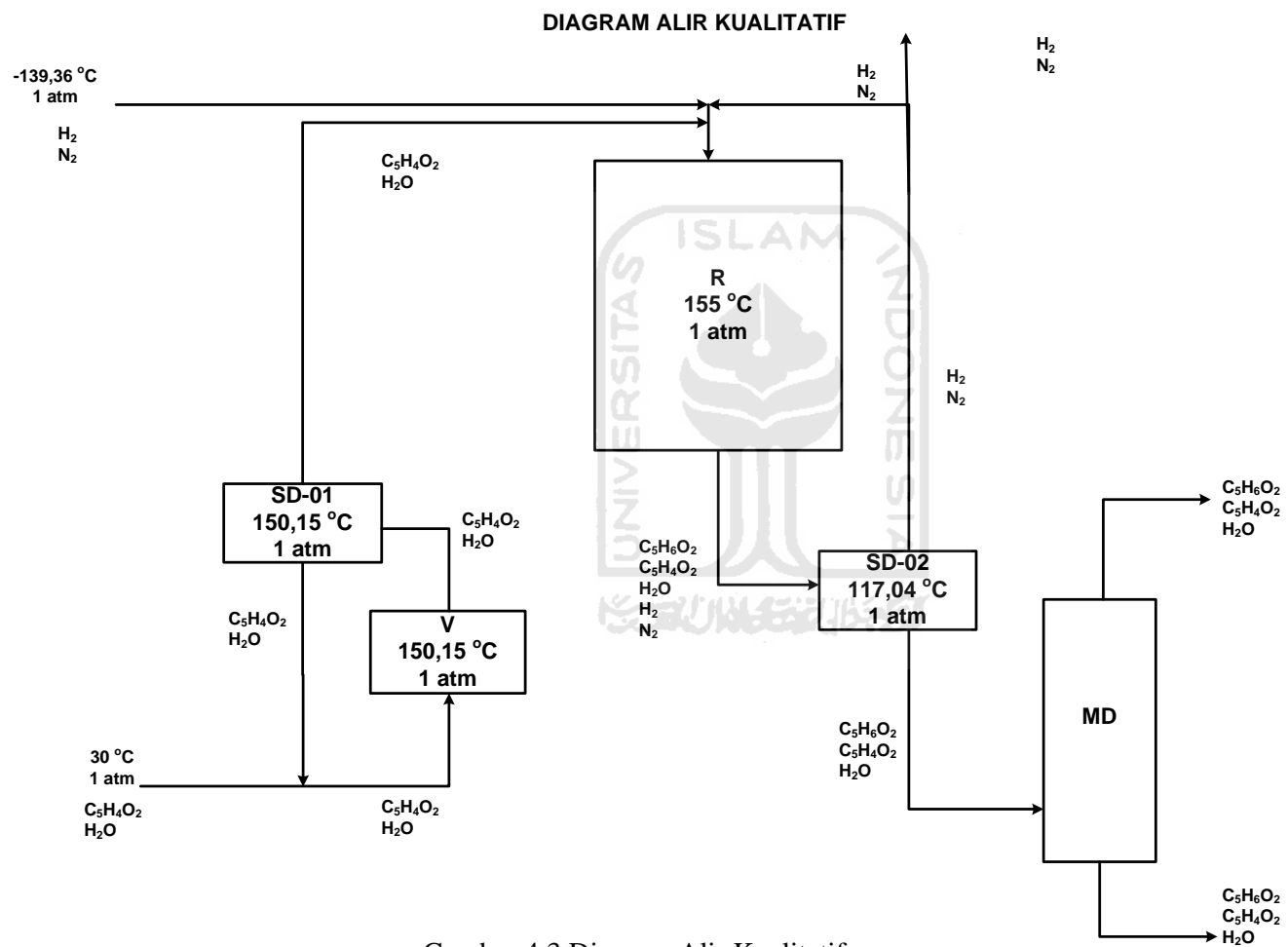
$$-\frac{Q_{\text{feed},1}(1+k)}{F_{\text{reactor}}} \frac{dC_1}{dL} = a\beta_{1,s}C_1 \quad (\text{B.8})$$

## References

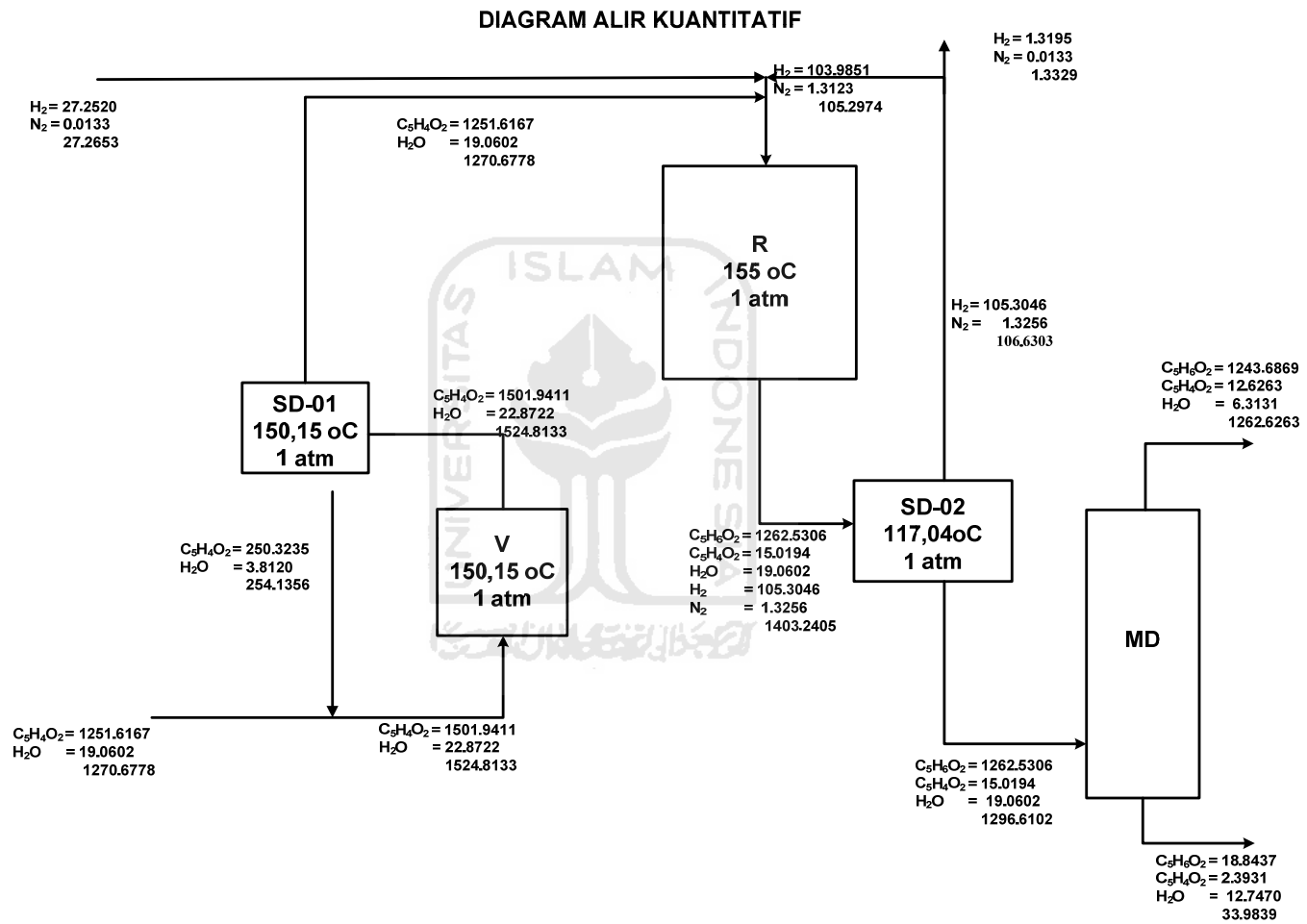
- [1] S.T. Sie, R. Krishna, Fundamentals and selection of advanced Fischer–Tropsch reactors, *Appl. Catal. A* 186 (1999) 55–70.
- [2] N.N. Lebedev, Chemistry and technology of the organic and petroleum synthesis, Khimia, Moscow, 1981 (in Russian).
- [3] K.R. Westerterp, W.J.A. Wammes, Three-phase trickle-bed reactors, in: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, sixth ed., 1998 Electronic Release, Wiley-VCH, 1998.
- [4] G. Dieckelmann, H.J. Heinz, The basics of industrial oleochemistry, Peter Pomp GmbH, Essen, 1988.
- [5] L.B. Datsevich, M.I. Nagrodskii, G.I. Ryleev, G.F. Tereshenko, Y.V. Sharikov, Continuous process for liquid-phase hydrogenation of organic compounds, Russ. Patent 1460920 (1988).
- [6] L.B. Datsevich, Technology of acetone hydrogenation in trickle-bed reactor with liquid recycling, Thesis of dissertation, The Russian Scientific Center "Applied Chemistry", St. Petersburg, 1986.
- [7] I.I. Bat', L.B. Datsevich, G.A. Mironova, M.I. Nagrodskii, P.N. Ovchinnikov, G.I. Ryleev, Process for production of 3,4-dichloraniline, Russ. Patent 1187422 (1985).
- [8] L.B. Datsevich, I.M. Golubkov, A.M. Grachev, L.G. Grankina, Y.A. Grigor'ev, M.P. Kambur, O.M. Kuznetsova, M.I. Nagrodskii, G.I. Ryleev, O.B. Sokolova, Process for production of tetrahydrofurfuryl alcohol, Russ. Patent 1460944 (1988).
- [9] I.I. Bat', A.M. Burtsev, L.B. Datsevich, G.A. Mironova, M.I. Nagrodskii, P.N. Ovchinnikov, G.I. Ryleev, Y.V. Sharikov, G.F. Tereshenko, Process for production of 3,4-dichloraniline, Russ. Patent 1392845 (1988).
- [10] R.M. de Deugd, F. Kapteijn, J.A. Moulijn, Using monolithic catalysts for highly selective Fischer–Tropsch synthesis, *Catal. Today* 79–80 (2003) 495–501.
- [11] L.B. Datsevich, D.A. Muhkortov, Process for hydrogenation of organic compounds, Russ. Patent 2083540 (1997), to Datsevich.
- [12] L.B. Datsevich, D.A. Muhkortov, Process for production of 1,5- and 1,8-naphthalenediamine, Russ. Patent 96108169 (1997).
- [13] J.R.F. Guedes de Carvalho, M.A.R. Talaia, Interfacial shear stress as a criterion for flooding in counter current film flow along vertical surfaces, *Chem. Ing. Sci.* 53 (1998) 2041–2051.
- [14] D. Mewes, Pressure drop in gas–liquid film flow in vertical tubes, Lbe1-Lbe5, VDI-Wärmeatlas, Springer, Berlin, 2002 (in German).
- [15] M. Al-Dahhan, H.F. Larachi, M.P. Duducovic, A. Laurent, High-pressure trickle-bed reactors, *Ind. Eng. Chem. Res.* 36 (1997) 3292–3314.
- [16] F. Larachi, B.P.A. Grandjean, Excel worksheet simulators for packed-bed reactors, <http://www.gch.ulaval.ca/bgrandjean/pbrsimul/pbrsimul.html> or <http://www.gch.ulaval.ca/bgrandjean/counter/Counter.cfm?download=.../tboverview/code.zip>.
- [17] S.S. Kutateladze, Wall turbulence, Nauka Novosibirsk, 1973 (in Russian).
- [18] J.F. Jenck, Gas–liquid–solid reactors for hydrogenation in fine chemical synthesis, in: M. Guisnet, et al. (Eds.), *Heterogeneous Catalysis and Fine Chemicals*, vol. II, Elsevier, Amsterdam, 1991, pp. 1–19.
- [19] M. Herskowitz, Hydrogenation of benzaldehyde to benzyl alcohol in a slurry and fixed-bed reactor, in: M. Guisnet, et al. (Eds.), *Heterogeneous Catalysis and Fine Chemicals*, vol. II, Elsevier, Amsterdam, 1991, pp. 105–112.
- [20] C.N. Satterfield, *Mass Transfer in Heterogeneous Catalysis*, MIT Press, Cambridge, 1970.
- [21] H. Gierman, Design of laboratory hydrotreating reactors scaling down of trickle-flow reactors, *Appl. Catal.* 43 (1988) 277–286.
- [22] P.A. Ramachandran, R.V. Chaudhari, *Three-phase Reactors*, Gordon and Breach, New York, 1983.
- [23] T.K. Sherwood, R.L. Pigford, C.R. Wilke, *Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975.
- [24] I. Iliuta, F. Larachi, B.P.A. Grandjean, G. Wild, Gas–liquid interfacial mass transfer in trickle-bed reactors: state-of-the-art correlations, *Chem. Eng. Sci.* 54 (1999) 5633–5645.
- [25] I. Iliuta, A. Ortiz-Arroyo, F. Larachi, B.P.A. Grandjean, G. Wild, Gas–liquid interfacial mass transfer in trickle-bed reactors: state-of-the-art correlations, *Chem. Eng. Sci.* 54 (1999) 5329–5337.
- [26] L.B. Datsevich, Oscillations in pores of a catalyst particle in exothermic liquid (liquid–gas) reactions. Analysis of heat processes and their influence on chemical conversion, mass and heat transfer, *Appl. Catal. A* 250 (2003) 125–141.
- [27] L.B. Datsevich, Alternating motion of liquid in catalyst pores in a liquid/liquid–gas reaction with heat or gas production, *Catal. Today* 79–80 (2003) 341–348.
- [28] B.N. Sokolov, I.V. Domanskii, *Gas–liquid reactors*, *Machinostroenie*, Leningrad, 1976 (in Russian).
- [29] V.M. Ramm, *Absorption of Gases*, Chemistry, Moscow, 1976.
- [30] L.B. Datsevich, Some theoretical aspects of catalyst behaviour in a catalyst particle at liquid (liquid–gas) reactions with gas production: oscillation motion in the catalyst pores, *Appl. Catal. A* 247 (1) (2003) 101–111.
- [31] F. Turek, R. Lange, Mass transfer in trickle-bed reactors at low Reynolds number, *Chem. Eng. Sci.* 36 (1981) 569–579.
- [32] L.B. Datsevich, M.I. Nagrodskii, P.N. Ovchinnikov, Mass transfer in three-phase reactor for hydrogenation, in: *Intensification of Mass- and Heat Transfer Processes in Chemical Apparatuses*, State Institute of Applied Chemistry, Leningrad, 1985.
- [33] T.K. Sherwood, R.L. Pigford, C.R. Wilke, *Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975.
- [34] H. Stephen, T. Szephen, *Solubilities of Inorganic and Organic Compounds*, vol. VI, Part 1, Pergamon Press, Oxford, 1963.
- [35] B. Battsengel, L. Datsevitch, A. Jess, Experimental and theoretical studies on hydrogenation in multiphase fixed bed reactors, *Chem. Eng. Technol.* 25 (2002) 621–626.
- [36] M. Herskowitz, Hydrogenation of benzaldehyde to benzyl alcohol in a slurry and fixed-bed reactor, in: M. Guisnet, et al. (Eds.), *Heterogeneous Catalysis and Fine Chemicals*, vol. II, Elsevier, Amsterdam, 1991, pp. 105–112.
- [37] X. Zhu, H. Hofmann, Intraparticle diffusion in hydrogenation of 3-hydroxypropanol, *AIChE J.* 43 (2) (1997) 475–485.
- [38] F. Obenaus, F. Nierlich, O. Reitemeyer, B. Scholz, Process for selective hydrogenation of polyunsaturated hydrocarbons in hydrocarbon mixtures, US Patent 4517395 (1985), to Hüls Chemische Werke AG.
- [39] J. Horak, J. Pasek, *Design of Industrial Chemical Reactors from Laboratory Data*, Heyden, London, 1978.
- [40] P.L. Mills, R.V. Chaudhari, Multiphase catalytic reactor engineering and design for pharmaceuticals and fine chemicals, *Catal. Today* 37 (1997) 367–404.
- [41] S. Goto, J. Levec, J.M. Smith, Mass transfer in packed beds with two-phase flow, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 14 (1975) 473–482.
- [42] V. Specchia, G. Baldi, A. Gianetto, Solid–liquid mass transfer in trickle-bed reactors, in: *Proceedings of the 4th International/6th European Symposium on Chemical Reaction Engineering*, Heidelberg, 1976, pp. 390–403.

- [43] J. Ruether, C.-S. Yang, W. Hayduk, Particle mass transfer during cocurrent downward gas–liquid flow in packed beds, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 19 (1980) 103–110.
- [44] C.N. Satterfield, M.V. Van Eek, G.S. Bliss, Liquid–solid mass transfer in packed beds with downward cocurrent gas–liquid flow, *AIChE J.* 24 (1978) 709–714.
- [45] N.D. Sylvester, P. Pitayagusarn, Mass transfer for two-phase cocurrent downflow in packed bed, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 14 (1975) 421–426.
- [46] M.P. Dudukovic, F. Larachi, P.L. Mills, Multiphase reactors—revisited, *Chem. Eng. Sci.* 54 (1999) 1975–1995.
- [47] L.G. Packer, D.E. James, Purification of terephthalic acid, US Patent 4626598 (1986), to Amoco Corp., USA.
- [48] B. Battsengel, *Zur Micro-und Makrokinetik mehrphasiger heterogen-katalysierter Reaktionssysteme*, RWTH-Aachen, Aachen, 2002.





Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif