

## **BAB II**

### **KAJIAN PUSTAKA**

Bab kajian pustaka ini dibagi menjadi tiga bagian utama sesuai dengan topik yang diangkat pada tesis ini yaitu kajian kinerja reservoir, desain *surface facilities*, dan analisis keekonomian.

Bagian pertama berisikan kajian pustaka mengenai reservoir yang meliputi klasifikasi reservoir gas, diagram fasa reservoir gas, penentuan sifat fisik gas di laboratorium, serta pengantar simulasi reservoir.

Bagian kedua berisikan kajian pustaka mengenai karakteristik gas alam dan produk-produknya yang berkaitan erat dengan perancangan *surface facilities* yang meliputi sifat dan komponen gas alam, komposisi gas alam, gas ikutan di dalam gas alam, teknik penanganan gas CO<sub>2</sub>, dan teknik penanganan gas H<sub>2</sub>S.

Bagian ketiga berisikan kajian pustaka mengenai analisis keekonomian yang mengacu pada skema kontrak bagi hasil yang meliputi beberapa komponen seperti *revenue*, *first tranche petroleum (FTP)*, *expenditures (CAPEX dan OPEX)*, *depreciation allowances*, *incentives*, *equity to be split (ETBS)*, pajak pemerintah, dan sebagainya. Serta parameter kelayakan ekonomi seperti *Net Present Value (NPV)* dan *Internal Rate of Return (IRR)*.

## II.1 Kajian Pustaka Reservoir

Sistem hidrokarbon ditemukan di alam di dalam reservoir merupakan campuran dari berbagai komponen organik multifasa. Akumulasi hidrokarbon dapat ditemukan dalam fasa gas, cairan, maupun padatan, atau kombinasi antara ketiganya tergantung kondisi tekanan dan temperatur di dalam reservoir.

### II.1.1 Klasifikasi Reservoir Gas

Ada lima jenis fluida reservoir, yaitu *black oil*, *volatile oil*, *retrograde gas*, *wet gas*, dan *dry gas*. Kelima jenis fluida reservoir ini dapat dibedakan karena tiap jenis fluida memiliki karakteristik yang khas. Oleh karena itu, setiap fluida memiliki kelakuan yang berbeda dalam hal keberadaannya di reservoir maupun cara untuk memproduksikannya.

Secara umum, jika temperatur reservoir berada di atas temperatur kritis dari sebuah sistem hidrokarbon yang terbentuk di dalam reservoir, maka reservoir tersebut dapat diklasifikasikan sebagai reservoir gas. Berdasarkan diagram fasa dan kondisi reservoirnya, reservoir gas dapat diklasifikasikan menjadi empat kategori, di antaranya:

- *Retrograde gas-condensate reservoir*,
- *Near-critical gas-condensate reservoir*,
- *Wet gas reservoir*, dan
- *Dry gas reservoir*.

Jenis fluida reservoir dapat diketahui secara pasti berdasarkan hasil pengujian di laboratorium. Meskipun demikian, terdapat *rule of thumb* yang berlaku di lapangan untuk menentukan jenis fluida reservoir. Jenis fluida biasanya ditentukan berdasarkan harga *initial producing gas-oil ratio*, warna cairan di *stock tank*, dan *specific gravity* cairan di *stock tank*.

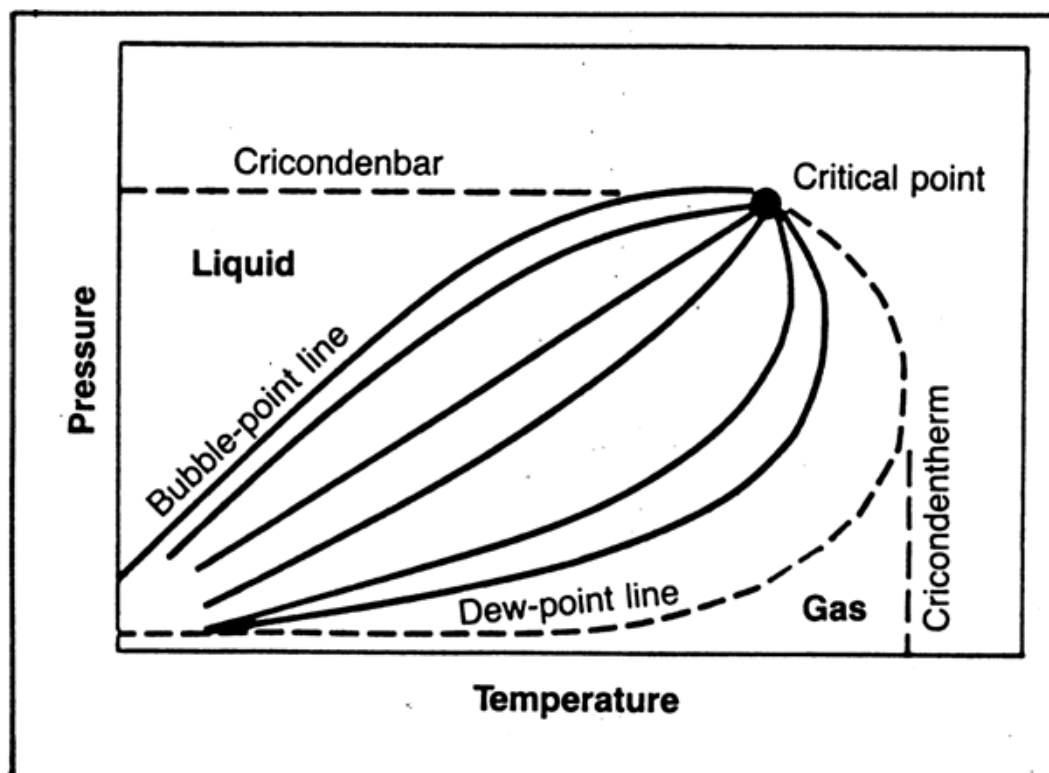
Secara singkat, karakteristik fisik dari masing-masing jenis reservoir gas dirangkum pada Tabel II.1 berikut ini.

Tabel II.1 Karakteristik fisik reservoir gas (Ahmed, 2000)

Reservoir Gas	GOR (SCF/STB)	Cond. Gravity (°API)	Warna
<i>Retrograde gas-condensate</i>	8.000 – 70.000	> 50	<i>Water-white</i>
<i>Near-critical gas-condensate</i>	20.000 – 70.000	> 55	<i>Water-white</i>
<i>Wet gas</i>	60.000 – 100.000	> 60	<i>Water-white</i>
<i>Dry gas</i>	> 100.000	N/A	N/A

### II.1.2 Diagram Fasa Reservoir Gas

Kelakuan reservoir gas selama produksi berlangsung dapat diamati dengan menggunakan diagram tekanan terhadap temperatur, atau yang lebih dikenal sebagai diagram fasa. Contoh diagram fasa untuk reservoir gas kondensat dapat dilihat pada Gambar II.1.



Gambar II.1 Diagram fasa (Abdassah, 2000)

Pada diagram fasa terdapat beberapa parameter penting sebagai berikut:

- *Cricidentherm* dan *cricondenbar*

*Cricondentherm* adalah temperatur tertinggi dimana masih terdapat fasa cair. Sedangkan *cricondenbar* adalah tekanan tertinggi dimana masih terdapat fasa uap. Untuk kondisi tekanan di atas *cricondenbar* dan temperatur di atas *cricondentherm*, tidak mungkin terdapat fluida dalam kondisi dua fasa.

- *Critical point*

*Critical point* merupakan suatu kondisi tekanan dan temperatur tertentu dimana sifat atau fasa gas dan cairan tidak dapat dibedakan.

- *Bubble point line*

*Bubble point line* adalah garis yang menghubungkan titik-titik tekanan dan temperatur pada saat fasa uap mulai terbentuk dari fasa cairnya.

- *Dew point line*

*Dew point line* adalah garis yang menghubungkan titik-titik tekanan dan temperatur pada saat fasa cair dari gas mulai terbentuk akibat kondensasi dari fasa uapnya.

Diagram fasa sangat spesifik untuk suatu komposisi fluida tertentu. Perbedaan komposisi dapat menghasilkan diagram fasa yang berbeda. Namun demikian, Gambar II.1 dapat digunakan sebagai ilustrasi umum untuk menggambarkan kelakuan fluida reservoir saat diproduksi.

### **II.1.3 Penentuan Sifat Fisik Gas di Laboratorium**

Sifat fisik gas di permukaan berbeda dengan sifat fisik gas saat berada di reservoir. Hal ini disebabkan oleh proses kondensasi yang berlangsung saat gas diproduksi dari reservoir ke permukaan. Komposisi gas di permukaan mengandung lebih sedikit komponen berat dan menengah dibandingkan dengan komposisi gas di reservoir. Di permukaan, aliran gas dari sumur dipisahkan menjadi *free water*, kondensat, gas di separator, dan gas di *stock tank*.

Jika sampel fluida reservoir tidak tersedia, maka untuk mengetahui komposisi gas di reservoir dapat dilakukan rekombinasi di laboratorium. Rekombinasi adalah penggabungan kondensat, gas di separator, dan gas di dalam *stock tank* sehingga menghasilkan angka yang sama dengan *producing gas oil ratio*. Setelah dikoreksi

terhadap harga *z-factor* di lapangan, fluida rekombinasi dimasukkan ke dalam sebuah PVT *cell* dan dikondisikan pada tekanan dan temperatur di reservoir.

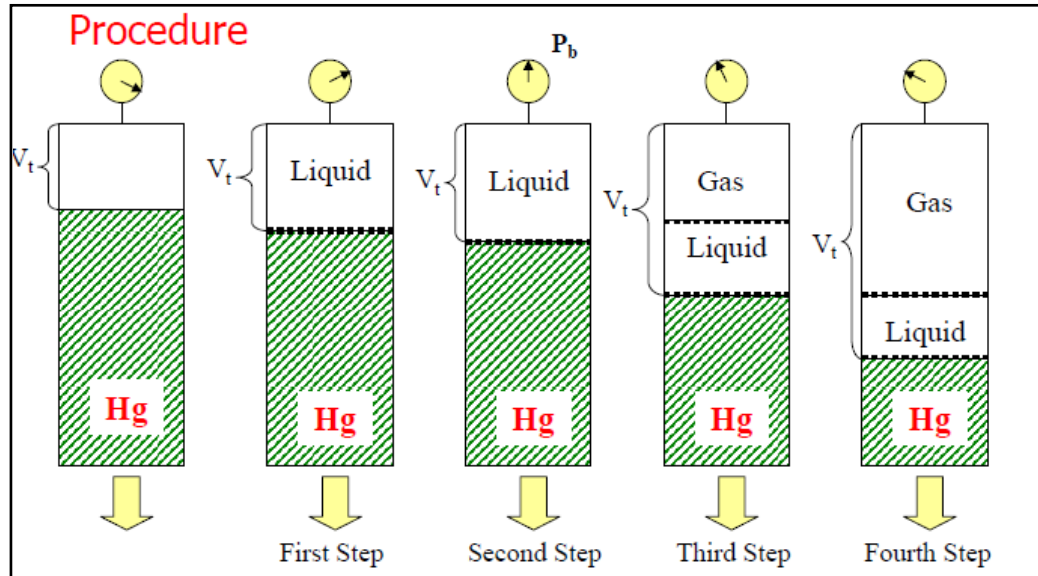
Ada dua jenis percobaan untuk mengetahui sifat fisik gas, yaitu *Constant Composition Expansion (CCE)* atau *Flash Liberation* dan *Constant Volume Depletion (CVD)* atau *Differential Liberation*. Percobaan *Constant Composition Expansion (CCE)* dilakukan untuk mengetahui *dew point* reservoir dimana gas ditempatkan di dalam suatu PVT *cell*, kemudian diberi tekanan sebesar tekanan awal reservoir. Sedangkan *Constant Volume Depletion (CVD)* dilakukan untuk meniru proses pengurangan gas di dalam reservoir.

#### **II.1.3.1 *Constant Composition Expansion (CCE)***

*Constant Composition Expansion (CCE)* dikenal juga dengan *flash liberation* atau *flash vaporization* atau *flash expansion* atau *pressure-volume relation*. Pengujian ini dilakukan pada temperatur reservoir. Dalam pengujian ini, gas yang keluar dari larutan dalam minyak dibiarkan berada dalam kontak dengan minyak atau dengan kata lain tidak ada gas maupun minyak/kondensat yang dikeluarkan selama proses sehingga fluida tetap dalam keadaan setimbang dan komposisi tidak berubah selama pengujian berlangsung.

Prosedur pengujian *Constant Composition Expansion (CCE)*, seperti yang ditunjukkan pada Gambar II.2 adalah sebagai berikut:

1. Gas dimasukkan ke dalam PVT *cell* dan tekanan di dalam *cell* diatur sehingga sama atau lebih besar dari tekanan awal reservoir.
2. Tekanan diturunkan sehingga gas mengalami ekspansi. Volume total ( $V_t$ ) dan tekanan diukur setiap ekspansi dilakukan.
3. *Dew point* dicatat saat cairan mulai terlihat.
4. Tekanan kembali diturunkan,  $V_t$  dicatat.
5. Tekanan diturunkan secara bertahap seperti pada No. 4.



Gambar II.2 Prosedur pengujian *Constant Composition Expansion* (Ahmed, 2000)

Hasil pengujian biasanya dilaporkan dalam bentuk tabulasi antara tekanan, *relative volume*, dan *Y Function*. Secara rinci, *relative volume* dan *Y Function* dijabarkan sebagai berikut:

- *Relative Volume*, yaitu perbandingan (dalam *barrel*) antara volume total pada tiap tekanan dengan volume total pada *dew point*.

$$V_r = \left[ \frac{V_t}{V_b} \right]_F$$

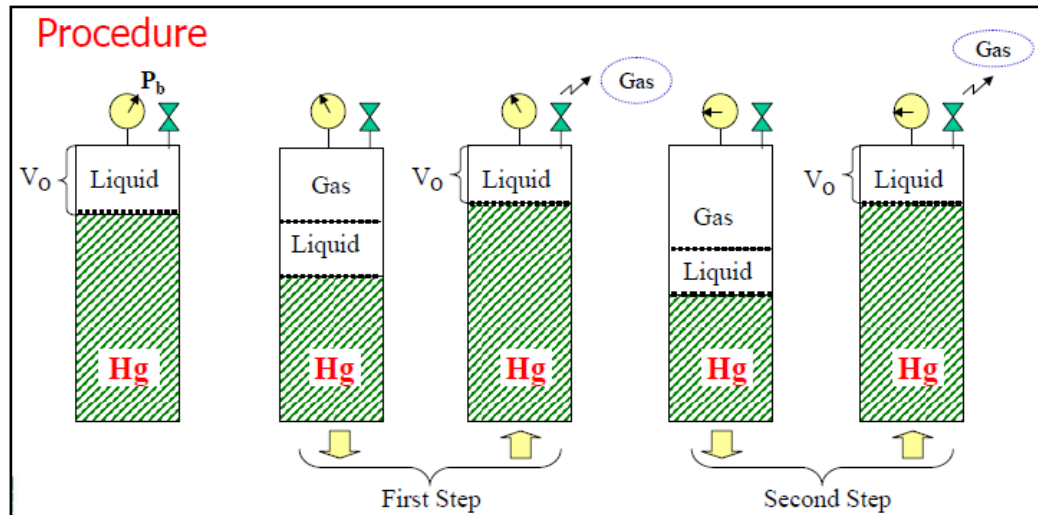
- *Y Function*, yaitu hubungan antara tekanan relatif dan volume relatif untuk satu harga temperatur reservoir.

$$Y = \frac{P_b - P}{P_{abs} \left( \frac{V_t}{V_b} - 1 \right)}$$

### II.1.3.2 *Constant Volume Depletion (CVD)*

*Constant Volume Depletion (CVD)* atau *differential liberation* atau *differential vaporization* berbeda dengan *Constant Composition Expansion (CCE)* karena gas yang keluar dari larutan kemudian dikeluarkan dari *PVT cell* sehingga tidak berada dalam kontak atau kesetimbangan dengan minyak atau kondensat. Dengan demikian, komposisi sistem berubah setiap perubahan tekanan. Percobaan ini

dilakukan pada temperatur reservoir dengan sampel fluida dibawa pada kondisi *dew point*.



Gambar II.3 Prosedur pengujian *Constant Volume Depletion* (Ahmed, 2000)

Prosedur pengujian *Constant Volume Depletion* (CVD), seperti yang ditunjukkan pada Gambar II.3 adalah sebagai berikut:

1. Gas dimasukkan ke dalam PVT *cell* dan tekanan di dalam *cell* diatur pada *dew point*.
2. Tekanan diturunkan sampai tekanan tertentu sehingga gas mengalami ekspansi (terlepas dari minyak/kondensat) dan minyak/kondensat terproduksi. Tekanan pada tiap ekspansi diukur.
3. Sebagian gas dikeluarkan dengan cara pendesakan konstan sampai volume total fluida di dalam *cell* sama dengan volume saat *dew point* ( $V_0$ ).
4. Gas yang keluar kemudian diukur volume dan *specific gravity*-nya, volume minyak/kondensat yang tertinggal di dalam *cell* juga diukur.
5. Tekanan diturunkan kembali seperti No. 2 sampai tekanan atmosfer, temperatur juga diturunkan hingga kondisi standar 60°F.
6. Gas kembali dikeluarkan kemudian diukur volume dan *specific gravity*-nya.

Data yang dihasilkan adalah volume minyak,  $V_0$ , pada waktu awal dan tiap tekanan berikutnya, volume gas yang keluar dari larutan dan dikeluarkan dari tabung, volume residual minyak yang tersisa pada akhir pengujian ( $P = 1 \text{ atm}$ ,  $T =$

60°F). Dari data tersebut dapat dihitung *solution GOR*, *relative oil volume*, dan *total relative volume*, dan *gas formation volume factor* untuk tiap tekanan. Secara rinci, *relative oil volume (ROV)*, *solution GOR*, dan *total relative volume* dijabarkan sebagai berikut:

- *Solution GOR*

$$R_s = \frac{\text{Volume gas yang terproduksi di permukaan pada kondisi standar}}{\text{Volume minyak di dalam stock tank pada kondisi standar}}$$

- *Relative oil volume (ROV)*

$$B_{oD} = \frac{V_o}{V_{o,res}}$$

- *Total relative volume*

$$B_{tD} = B_{oD} + (R_{sDb} - R_{sD})B_g$$

- *Gas formation volume factor*

$$B_g = \frac{V_g}{V_{g,sc}}$$

#### II.1.4 Pengantar Simulasi Reservoir

Simulasi reservoir pada dasarnya adalah usaha untuk memodelkan aliran fluida di dalam reservoir. Suatu simulator bekerja berdasarkan persamaan difusivitas. Persamaan ini kemudian didiskritkan agar dapat diselesaikan secara numerik.

Simulator reservoir dapat dibedakan menurut jenis fluida dan tipe perhitungan yang digunakan. Jenis pertama adalah simulator *black oil* untuk memodelkan fluida yang dapat diwakili dengan tipe fluida, seperti *black oil* dan *dry gas*. Sedangkan jenis yang kedua adalah simulator *compositional* untuk memodelkan kinerja aliran yang lebih kompleks yang melibatkan perpindahan massa setiap komponen-komponennya.

Simulator *compositional* juga digunakan untuk proses-proses injeksi *miscible* seperti injeksi gas diperkaya atau injeksi CO<sub>2</sub>. Selain itu, simulator *compositional* juga dapat digunakan untuk memodelkan reservoir-reservoir yang mengandung kandungan CO<sub>2</sub> yang tinggi. Dalam pengoperasiannya, simulator *compositional* memperhitungkan perubahan komposisi fluida seiring dengan waktu produksi.



Selain perubahan komposisi, hal lain yang penting adalah simulator *compositional* ikut memperhitungkan perubahan fasa tiap komponen hidrokarbon dengan menggunakan persamaan keadaan atau *Equation of State (EOS)*. Parameter dasar yang diperlukan di dalam perhitungan *EOS* adalah *critical properties* untuk tiap komponen dan *interaction coefficient* untuk tiap pasangan komponen.

Semua kajian simulasi reservoir dalam penelitian ini dilakukan dengan menggunakan bantuan simulator numerik *compositional*. Simulator yang digunakan adalah paket *software* komersial.

## II.2 Kajian Pustaka Karakteristik Gas Alam

Spesifikasi penjualan gas alam dapat dinyatakan berdasarkan komposisi, sifat hidrokarbon, dan BTU *content* dari gas yang terproduksi. Selain itu, pemilihan rancangan serta sistem pengoperasian yang dibutuhkan untuk proses penghilangan gas ikutan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S bergantung pada sifat fluida reservoir. Oleh karena itu, pembahasan mengenai karakteristik gas alam serta produk-produknya menjadi hal yang amat penting untuk dibahas lebih lanjut.

### II.2.1 Sifat dan Komponen Gas Alam

Gas alam terdiri dari senyawa hidrokarbon (C<sub>n</sub>H<sub>2n+2</sub>) dan komponen non-hidrokarbon lainnya seperti N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Gas alam merupakan gas nyata sehingga persamaan gas ideal tidak dapat digunakan untuk perhitungan karena kondisinya jauh dari keadaan ideal. Maka dari itu, dilakukan suatu koreksi terhadap volume gas pada keadaan tekanan dan temperatur reservoir dengan volume gas pada keadaan ideal atau standar yang dinamakan sebagai faktor deviasi gas atau *z-factor*. Harga *z-factor* dipengaruhi oleh tekanan, temperatur, dan komposisi gas.

Gas alam yang dihasilkan di permukaan dikelompokkan menjadi dua kategori:

- *Associated gas*, yakni gas yang terproduksi sebagai produk ikutan dari minyak bumi yang terproduksi, dan
- *Non-associated Gas*, yakni gas yang terproduksi bukanlah sebagai produk ikutan dari minyak bumi yang terproduksi, melainkan memang sebagai produk utama dari suatu reservoir.

Kelompok yang kedua ini, walaupun di dalam reservoir terbentuk dalam satu fasa, mungkin dipermukaan berubah menjadi gas dan kondensat.

Gas alam yang diproduksi dari suatu reservoir gas mengandung berbagai macam komponen hidrokarbon ringan dan hidrokarbon yang lebih berat, serta komponen non-hidrokarbon, dengan komponen utama yaitu metana seperti yang ditunjukkan pada Tabel II.2. Sebagian dari komponen hidrokarbon yang lebih berat dapat dijadikan sebagai produk yang ekonomis sebagai produk kondensat.

Komponen-komponen yang terkondesasi akan di-*recover* sebagai produk kondensat yang dialirkan ke *condensate stabilization facilities* atau ke *fractionation facilities* guna dipisahkan menjadi produk-produk ringan yang bernilai ekonomi tinggi. Produk-produk fraksinasi gas alam cair disajikan pada Tabel II.3.

Tabel II.2 Komponen gas alam (Russell, 1996)

Klasifikasi	Komponen	Rumus Molekul	Singkatan
Hidro karbon	Metana	CH <sub>4</sub>	C <sub>1</sub>
	Etana	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub>
	Propana	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>3</sub>
	i-Butana	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	i-C <sub>4</sub>
	n-Butana	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-C <sub>4</sub>
	i-Pentana	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	i-C <sub>5</sub>
	n-Pentana	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	n-C <sub>5</sub>
	siklopentana	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	
	Heksana plus	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	C <sub>6</sub> <sup>+</sup>
Gas inert	Nitrogen	N <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
	Helium	He	He
	Argon	Ar	Ar
	Hidrogen	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>
	Oksigen	O <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>
Gas asam	Hidrogen sulfida	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub> S
	Karbon dioksida	CO <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>
Sulfur	Merkaptan	R-SH	
	Sulfida	R-S-R'	
	Disulfida	R-S-S-R'	
Uap air		H <sub>2</sub> O	
Cairan	Air brine		
	Metanol	CH <sub>3</sub> OH	
	Corrosion inhibitors		
Padatan	Karat		
	Besi sulfida	FeS	

Tabel II.3 Kegunaan produk gas alam (Russell, 1996)

Produk	Kegunaan
Etana	Bahan baku petrokimia
Propana LPG (C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub> mixed)	Bahan bakar industry dan domestik, bahan baku petrokimia
i-Butana	Bahan baku kilang (proses alkilasi)
n-Butana	Bahan aditif bensin, bahan baku petrokimia
Pentana	Bahan baku kilang (proses reforming)

## II.2.2 Komposisi Gas Alam

Sebelum gas alam diproses, komposisi dari gas alam terlebih dahulu dianalisis. Hal ini dilakukan karena data komposisi fluida sangat diperlukan untuk perancangan fasilitas permukaan. Jumlah komponen potensial untuk menghasilkan kondensat dinyatakan sebagai banyaknya *gallon* cairan pada 60°F, total gas yang terkondensasi, tiap 1000 *standar cuft gas (GPM)* seperti yang ditunjukkan pada Tabel II.4 berikut.

Tabel II.4 Tipe-tipe gas alam (McCain, 1990)

Tipe	GPM
<i>Lean</i>	< 2.5
<i>Moderately-rich</i>	2.5 – 5
<i>Very rich</i>	> 5

Pengelompokkan di atas berdasarkan pada komponen etana dan senyawa hidrokarbon yang lebih berat ( $C_{2+}$ ) karena terkadang dari pemrosesan gas etana yang dapat diperoleh hidrokarbon cair. Jika tidak terdapat komponen etana, maka perhitungan dapat didasarkan pada jumlah propana atau senyawa yang lebih berat ( $C_{3+}$ ).

Komposisi dari suatu campuran gas alam diekspresikan sebagai fraksi mol, fraksi volume atau fraksi berat dari setiap komponen. Atau dapat juga diekspresikan sebagai persen mol, persen volume, dan persen berat.

Fraksi mol,  $y_i$ , didefinisikan sebagai:

$$y_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$$

dimana,

$y_i$  = fraksi mol dari komponen-i

$n_i$  = jumlah mol dari komponen-i

$\sum n_i$  = total mol dari seluruh komponen campuran

sehingga berat molekul total untuk suatu campuran adalah

$$M_t = \sum y_i M_i$$

dimana,

$M_t$  = berat molekul total untuk suatu campuran

$M_i$  = berat molekul untuk setiap komposisi

Fraaksi volume,  $v_i$ , didefinisikan sebagai:

$$v_i = \frac{V_i}{\sum V_i}$$

dimana,

$v_i$  = fraksi volume

$V_i$  = volume dari komponen-i pada kondisi standar

$\sum V_i$  = volume total dari campuran pada kondisi standar

Fraaksi berat,  $\omega_i$ , didefinisikan sebagai:

$$\omega_i = \frac{W_i}{\sum W_i}$$

dimana,

$\omega_i$  = fraksi berat dari komponen-i

$W_i$  = berat dari komponen-i

$\sum W_i$  = berat total dari campuran

### II.2.3 Gas Ikutan

Komponen gas ikutan atau *impurities* dari gas alam seperti karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) dan hidrogen sulfida ( $\text{H}_2\text{S}$ ) harus dihilangkan dengan cara menurunkan konsentrasinya agar dapat diterima oleh pihak pembeli gas. Komponen gas ikutan ini dikenal dengan istilah gas asam atau *acid gas* karena  $\text{H}_2\text{S}$  dapat bereaksi dengan air membentuk asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), sedangkan  $\text{CO}_2$  dapat bereaksi dengan air membentuk asam karbonat ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ).

Gas alam yang masih mengandung  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$ , dan senyawa asam lainnya disebut *sour gas*, sedangkan gas alam yang sudah dihilangkan kandungan asamnya disebut *sweet gas*. Proses penghilangan komponen – komponen asam dari gas alam disebut proses *gas sweetening*. Baik  $\text{H}_2\text{S}$  maupun  $\text{CO}_2$  merupakan senyawa yang tidak diinginkan berada di dalam gas alam. Hal tersebut disebabkan

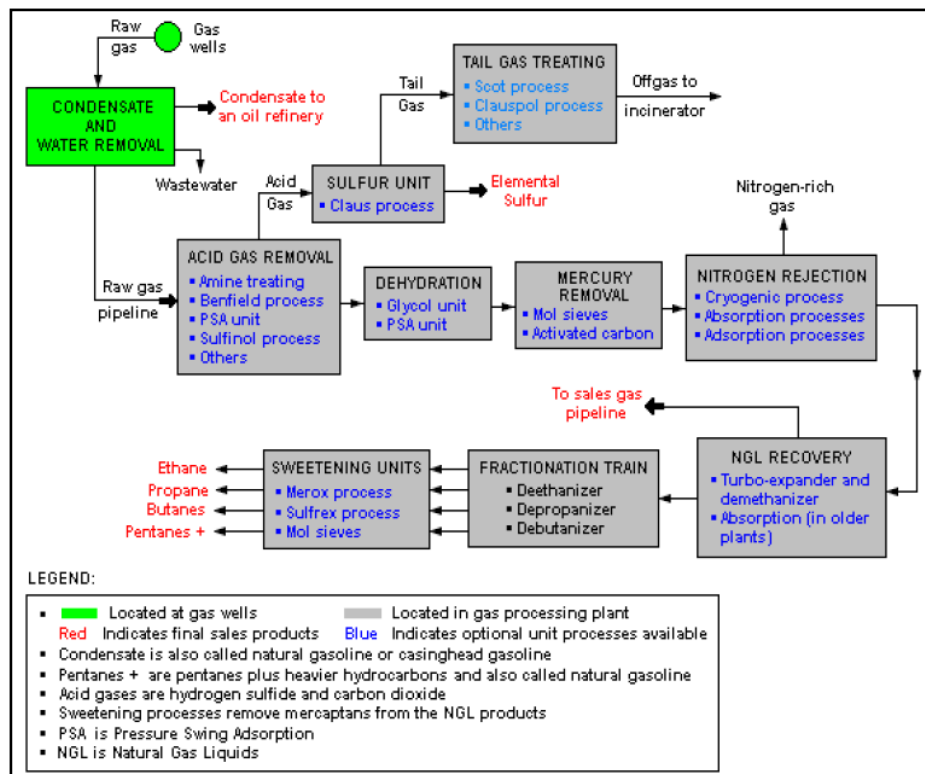
karena komponen gas asam tersebut bersifat korosif dan dapat menurunkan kandungan panas sehingga menurunkan harga jual gas.

Berbagai proses telah dikembangkan untuk proses *gas sweetening* berdasarkan prinsip – prinsip kimia dan fisika. Tabel II.5 menunjukkan jenis proses – proses komersial dari *gas sweetening* berdasarkan prinsip pemisahan sebagai berikut.

Tabel II.5 Klasifikasi proses – proses komersial *gas sweetening* (Arnold, 1999)

<i>Chemical Absorption</i>	<i>Physical Absorption</i>	<i>Solid Bed Adsorption</i>	<i>Direct Conversion</i>	<i>Other Processes</i>
<i>MEA, DEA</i>	<i>Selexol</i>	<i>Iron Sponge</i>	<i>Clauss</i>	<i>Sulfide scavenger</i>
<i>TEA, MDEA</i>	<i>Purisol</i>	<i>SulfaTreat</i>	<i>LO-CAT</i>	<i>Distillation</i>
<i>DGA</i>	<i>Rectisol</i>	<i>Zinc Oxide</i>	<i>Stretford</i>	<i>Gas permeation</i>
<i>ADIP</i>	<i>Selexorb</i>	<i>Molecular Sieve</i>	<i>IFP</i>	<i>Cryogenic</i>
<i>Benfield</i>	<i>Sulfinol</i>		<i>Sulfa-check</i>	<i>Membrane</i>

Secara umum, proses *gas sweetening* dapat dirangkum dalam diagram alir pada Gambar II.4 berikut ini.



Gambar II.4 Deskripsi umum diagram alir proses *gas sweetening* (Katz, 1996)

Pada umumnya, proses pemrosesan gas terdiri dari separasi kondensat dan air, penghilangan gas ikutan atau *sweetening*, dehidrasi gas alam untuk menghilangkan kandungan air, dan kondensat serta sulfur *recovery*. Kondensat dan sulfur akan di-*recover* jika jumlahnya cukup besar atau jika produk yang dihasilkan harus memenuhi suatu standar tertentu. Selain itu, jika di dalam gas alam terdapat *mercury*, maka kandungan mercury tersebut harus dihilangkan.

#### **II.2.4 Teknik Penanganan Gas Karbon Dioksida (CO<sub>2</sub>)**

Kandungan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang ditemukan di dalam gas alam dapat mencapai paling tinggi sekitar 80%. Campuran CO<sub>2</sub> dengan air dapat bersifat korosif dan merusak perpipaan serta alat-alat operasi. Oleh karena itu, kandungan CO<sub>2</sub> harus dihilangkan atau diturunkan hingga tingkat tertentu yang diizinkan. Selain itu, CO<sub>2</sub> juga dapat menurunkan BTU *content* dari gas alam dan dapat menyebabkan pencemaran lingkungan apabila tidak tertangani dengan semestinya.

Pemilihan metode penghilangan CO<sub>2</sub> dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain tekanan parsial CO<sub>2</sub> di dalam aliran gas, konsentrasi di dalam aliran masukan, konsentrasi yang ingin dicapai di aliran keluaran, biaya investasi dan biaya operasional alat pemroses, serta biaya yang dibutuhkan untuk pasokan zat aditif yang ditambahkan. Teknologi penghilangan CO<sub>2</sub> dapat dikategorikan menjadi teknik absorpsi, adsorpsi, kriogenik, dan membran.

##### **II.2.4.1 Teknik Absorpsi**

Proses penghilangan gas CO<sub>2</sub> dengan teknik absorpsi dapat menangkap sekitar 82 – 99% kandungan CO<sub>2</sub> di dalam aliran gas dengan tingkat kemurnian yang dapat mencapai 96 – 99%. *Solvent* atau pelarut kimia atau fisika digunakan untuk menangkap kandungan CO<sub>2</sub> di dalam aliran gas. Maka dari itu, diperlukan sejumlah energi untuk men-*stripping* gas CO<sub>2</sub> dan meregenerasi *solvent*. Pemilihan *solvent* merupakan optimasi antara kapasitas absorpsi dengan *energi*

yang dibutuhkan untuk regenerasi. Jenis *solvent* komersial yang digunakan di dalam industri disajikan pada Tabel II.6.

Kekurangan utama dari proses absorpsi kimiawi adalah konsumsi energi yang tinggi untuk meregenerasi *solvent*. Hal ini disebabkan CO<sub>2</sub> berikatan dengan *solvent* lebih kuat dibandingkan H<sub>2</sub>S sehingga membutuhkan energi yang lebih besar untuk setiap mol *solvent* yang diregenerasi. Sementara itu, absorpsi fisik membutuhkan energi yang lebih rendah karena *solvent*-nya cukup diregenerasi dengan cara di-*flash* pada tekanan rendah. Meskipun demikian, pada proses absorpsi fisik, terdapat tambahan keperluan energi untuk mengkompresi kembali gas yang telah di-*flash* untuk keperluan daur ulang atau *recycle*. Perbandingan antara proses absorpsi kimiawi dan absorpsi fisik disajikan pada Tabel II.7.

#### **II.2.4.2 Teknik Adsorpsi**

Teknik adsorpsi dapat menghilangkan sampai 95% CO<sub>2</sub> dengan tingkat kemurnian yang bervariasi dari 50% hingga 97%. CO<sub>2</sub> ditangkap secara fisik atau kimiawi oleh suatu padatan. Kemudian, CO<sub>2</sub> diperoleh kembali dengan menurunkan tekanan atau menaikkan temperatur. Contoh proses komersial dari teknik adsorpsi ini adalah *Pressure Swing Adsorption (PSA)*, *Thermal Swing Adsorption (TSA)*, dan *Iron Sponge*.

Proses pemisahan dengan teknik adsorpsi memanfaatkan gaya antarmolekul antara gas CO<sub>2</sub> dengan permukaan partikel dari suatu material padatan. Adsorpsi selektif gas CO<sub>2</sub> bergantung pada beberapa faktor seperti temperatur, tekanan parsial gas, tegangan permukaan, dan ukuran pori adsorben. Adsorben padat, seperti karbon aktif, biasanya disusun baik secara acak maupun terstruktur di dalam suatu *packed column*.



Tabel II.6 Teknologi absorpsi CO<sub>2</sub> komersial di industri (Gupta et al, 2003)

Proses Absorpsi	Pelarut	Kondisi Proses	Pengembang
<b>Absorpsi Kimia (Basis Amine)</b>			
MEA	2,5 n monoethanolamine and chemical inhibitors	~40°C, ambient-intermediate pressures	Dow Chemical, USA
Amine Guard (MEA)	5n monoethanolamine and chemical inhibitors	~40°C, ambient intermediate pressures	Union Carbide, USA
Econamine (DGA)	6 n diglycolamine	80-120°C 6.3 MPa	SNEA version by Societe National Elf Aquitaine, France
ADIP (DIPA & MDEA)	2-4n diisopropanolamine 2n methyldiethanolamine	35-40°C, >0.1 MPa	Shell, Netherland
MDEA Flexorb/KS-1, KS-2, KS-3	2 n methyldietanolamine Hindered amine		Exxon, USA: M.H.I
<b>Inorganic</b>			
Benfield and versions	Potassium carbonate and catalysts Lurgi and Catarcab with arsenic trioxide	70-120°C, 2.2-7MPa	Lurgi, Germany:Eickmeyer and Associates, USA, Giammarco Vetrocoke Italy
<b>Absorpsi Fisik</b>			
Rectisol	Methanol	-10/-70°C, >MPa	Lurgi and Linde, Germany; Lotepro Corporation USA
Puisol	n-methyl-2-pyrrolidone (NMP)	-20/+40°C, > 2MPa	Lurgi, Germany
Selexol	dimethyl ethers of polyethylene glycol (DMPEG)	-40°C, 2-3 MPa	Union Carbide, USA
Fluor Solvent	Propylene carbonate	Below ambient temperatures, 3.1-6.9 MPa	Fluor, El Paso, USA
<b>Absorpsi Fisik/Kimia</b>			
Sulfanol-D and Sulfanol-M	Mixture of DIPA and MDEA, water and tetrahydrothiopene (DIPAM) or diethylamine	>0.5 MPa	Shell Netherland
Amisol	Mixture of methanol and MEA, DEA, diisopropylamine (DIPAM) or diethylamine	5/40°C, >1MPa	Lurgi Germany

Tabel II.7 Perbandingan absorpsi kimiawi dengan absorpsi fisik (Astarita, 1979)

Parameter	Absorpsi Kimia		Absorpsi Fisik
	Proses Amina	Proses Karbonat	
Absorban	MEA, DEA, DGA, MDEA	$K_2CO_3 + MEA + DEA$	Selexol, Purisol, Rectisol
Tekanan operasi, psi	~ 1000	> 200	250 – 1000
Temperatur operasi, °F	100 – 400	200 – 250	<i>Ambient</i>
<i>Recovery</i> absorban	<i>Reboiled stripping</i>	<i>Stripping</i>	<i>Flashing, steam stripping</i>
Biaya utilitas	Tinggi	Menengah	Rendah – menengah
Selektivitas $H_2S/CO_2$	Selektif untuk beberapa amine (MDEA)	Dapat selektif	Selektif untuk $H_2S$
Kehadiran $O_2$	Degradasi produk	Tidak ada	Pengendapan sulfur
Penghilangan $CO_2$ & $CS_2$	MEA – <i>not removed</i> DEA – <i>slightly removed</i> DGA – <i>removed</i>	<i>Converted to <math>CO_2</math> &amp; <math>H_2S</math> and removed</i>	<i>Removed</i>
Kendala operasi	<i>Solution degradation</i> <i>Foaming</i> <i>Corrosion</i>	<i>Column instability</i> <i>Erosion</i> <i>Corrosion</i>	<i>Absorption of heavy hydrocarbon</i>

Pada dasarnya, proses adsorpsi serupa dengan proses absorpsi. Perbedaannya terletak pada jenis *sorbent*-nya. Pada proses absorpsi, *sorbent* yang digunakan berfasa cair, sedangkan pada proses adsorpsi, *sorbent* yang digunakan berfasa padatan. Proses yang terjadi pada adsorpsi merupakan proses siklus berulang antara adsorpsi dan regenerasi. Pada tahap adsorpsi, gas diumpankan ke dalam unggun padatan yang dapat mengadsorpsi gas  $CO_2$ . Ketika unggun padatan jenuh, gas umpan dialirkan ke dalam unggun padat yang masih segar dan unggun jenuh diregenerasi. Pada *pressure swing adsorption (PSA)*, *adsorbent* diregenerasi dengan cara menurunkan tekanan, sedangkan pada *temperature swing adsorption (TSA)* dengan cara menaikkan temperatur.

Teknik adsorpsi kurang ekonomis jika diterapkan untuk proses pemisahan  $CO_2$  dalam jumlah yang besar. Hal ini disebabkan kapasitas dan selektivitas *adsorbent* terhadap  $CO_2$  rendah. Namun demikian, teknik ini dapat berhasil jika digabungkan dengan teknik lainnya. Untuk meningkatkan kapasitas dan selektivitas dari *adsorbent*, diperlukan temperatur yang tinggi dan diumpankan sejumlah *steam* yang sesuai dengan kebutuhan.

#### II.2.4.3 Teknik Kriogenik

Teknik pemisahan kriogenik biasanya digunakan untuk kandungan CO<sub>2</sub> yang tinggi (>50%). Keuntungan dari pemisahan dengan teknik kriogenik adalah dapat dilakukannya produksi CO<sub>2</sub> cair yang lebih ekonomis untuk ditransportasikan dengan kapal atau pipa. Meskipun demikian, teknik ini membutuhkan energi yang cukup besar untuk mencairkan CO<sub>2</sub> sehingga biayanya lebih mahal.

#### II.2.4.4 Teknik Membran

Membran adalah suatu saringan tipis *semi-permeable*. Saat ini, membran komersial yang digunakan untuk menghilangkan CO<sub>2</sub> terbuat dari bahan polimer, di antaranya *cellulose acetate*, *polyamides*, *polyimides*, *polysulfonates*, *polycarbonates*, dan *polyetherimide*. CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dipisahkan dari gas alam dengan permeasi selektif melalui suatu membran *fiber* lubang. Tenaga pendorongnya adalah perbedaan tekanan parsial melewati membran untuk CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, CH<sub>4</sub>, dan komponen gas lainnya. Komponen yang paling cepat melewati membran adalah CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S, sedangkan CH<sub>4</sub> adalah komponen yang paling lambat. Teknologi membran berdasarkan *polymeric hollow fiber* secara efektif memisahkan CO<sub>2</sub> dari fasa gas hidrokarbon. Kinerja membran sangat tergantung pada kandungan CO<sub>2</sub> di dalam gas umpan, spesifikasi produk CO<sub>2</sub>, tekanan operasi, tekanan permeasi, dan temperatur operasi. Untuk suatu spesifikasi *sales gas*, penambahan kandungan CO<sub>2</sub> dalam gas masukan memerlukan penambahan luas permukaan membran.

#### II.2.5 Teknik Penanganan Gas Hidrogen Sulfida (H<sub>2</sub>S)

Penghilangan gas hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) dari aliran proses gas alam telah menjadi perhatian di dalam industri perminyakan sejak dahulu. H<sub>2</sub>S bersifat sangat beracun, korosif, dan berbau busuk. Jika dibakar, H<sub>2</sub>S akan teroksidasi menjadi sulfur dioksida (SO<sub>2</sub>) yang menjadi penyebab terjadinya hujan asam sehingga permasalahan penanganan H<sub>2</sub>S turut menjadi perhatian para pakar lingkungan.

### II.2.5.1 Amine Scrubbing System

Selama kurang lebih 70 tahun, proses *alkanolamine* menjadi teknik terbaik dalam menghilangkan  $H_2S$  dan  $CO_2$  dari gas alam (Gupta et al, 2003). Teknik ini didasarkan pada reaksi *alkanolamine* dengan  $H_2S$  dan/atau  $CO_2$  untuk memberikan suatu garam *water-soluble amine acid gas*. Reaksi ini menghasilkan garam *amine-sulfide* yang dapat *reversible* pada temperatur tinggi dan memperbolehkan *amine* untuk diregenerasi dan di daur ulang. Namun demikian, sebagian *amine* yang terdegradasi tidak dapat diregenerasi dan harus di-*purging*. Hal ini disebabkan *amine* yang terdegradasi tersebut telah kehilangan kemampuannya untuk mengadsorpsi gas asam.

Jenis *amine* yang tersedia antara lain *monoethanolamine (MEA)*, *diethanolamine (DEA)*, *diglycolamine (DGA)*, *methyldiethanolamine (MDEA)*, dan *MDEA-based solvent*. Proses sirkulasi yang terjadi pada *amine scrubbing system* dapat dijelaskan sebagai berikut:

- *Sour gas* masuk ke dalam *absorber column* dari bagian *inlet* di bagian bawah dan dikontakkan dengan larutan *amine* secara *counter-current*.
- Gas alam yang telah dimurnikan (*sweet gas*) keluar dari bagian *outlet absorber column* di bagian atas.
- Larutan *amine* yang membawa gas asam (*rich amine*) keluar dari bagian *outlet absorber column* di bagian bawah menuju *lean/rich amine heat exchanger*.
- *Rich amine* dipanaskan di dalam *heat exchanger* memanfaatkan panas dari *lean amine* (larutan *amine* yang telah diregenerasi dan tidak mengandung gas asam).
- *Rich amine* kemudian dipanaskan lebih lanjut di dalam *regeneration column* dengan memanfaatkan panas dari *steam* yang dibangkitkan di dalam *reboiler* sehingga kandungan gas asam ( $H_2S$  dan  $CO_2$ ) terlepas dan larutan *amine* teregenerasi.
- *Steam* dan gas asam yang dipisahkan dari *rich amine* dikondensasikan dan didinginkan di dalam *reflux condenser*.

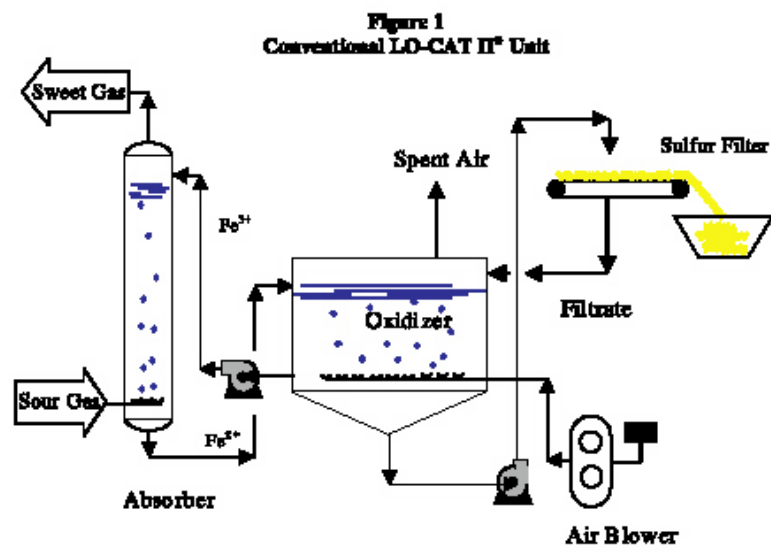
- *Steam* yang terkondensasi dipisahkan di dalam *reflux accumulator* dan dikembalikan ke dalam *reboiler*, sedangkan gas asam dialirkan di-*flare* atau di alirkan ke *sulfur recovery system*.
- *Lean amine* kemudian didinginkan lanjut di dalam *heat exchanger* dan dialirkan kembali ke *absorber column* dari inlet bagian atas.

Skema proses sirkulasi larutan *amine* dapat dilihat pada bagian selanjutnya di dalam tesis ini.

#### **II.2.5.2 Sulfur Recovery System**

Salah satu teknologi penghilangan sulfur komersial adalah *iron-redox* (Gupta et al, 2003). Teknologi ini telah menjadi dominan untuk oksidasi dan penghilangan  $H_2S$  dalam kurun waktu 25 tahun. Hal ini disebabkan proses ini memiliki efisiensi yang tinggi, biaya operasi yang rendah, pengoperasian yang relatif mudah, dan reliabilitas yang tinggi. Sebagai contoh adalah proses LO-CAT yang *aqueous*, temperatur operasi rendah, dan menggunakan katalis besi yang dapat diregenerasi.

Teknologi LO-CAT yang diterapkan dalam teknik pemrosesan gas dibedakan menjadi dua jenis, yaitu teknologi LO-CAT konvensional dan teknologi LO-CAT sirkulasi otomatis yang dikombinasikan dengan unit larutan *amine* (*amine/automatic-circulation LO-CAT combination*). Teknologi *amine/automatic-circulation LO-CAT combination* memiliki kelebihan dibandingkan teknologi LO-CAT konvensional terutama jika tekanan gas tinggi, kandungan  $CO_2$  perlu dipisahkan, dan konsentrasi  $H_2S$  sangat rendah. Dalam hal ini, larutan *amine* berperan dalam mengkonsentrasikan  $H_2S$  sehingga ukuran dari LO-CAT dapat diperkecil. Proses LO-CAT konvensional disajikan pada Gambar II.5.



Gambar II.5 Teknologi LO-CAT konvensional (Gupta et al, 2003)

### **II.3 Kajian Pustaka Analisis Ekonomi**

Ada dua sistem hukum pertambangan yang mendasari bentuk kerjasama usaha pertambangan minyak dan gas bumi, yaitu sistem konsesi dan sistem kontrak bagi hasil atau *production sharing contract (PSC)*. Bentuk kerjasama konsesi identik dengan penyerahan kedaulatan atas sebagian wilayah kepada pihak asing dan Negara hanya memperoleh imbalan dalam bentuk *royalty* dan pajak. Sedangkan sistem kontrak bagi hasil memberikan prioritas pada optimasi penerimaan Negara atau pengembangan perusahaan negara. Akan tetapi, dalam pengusahaannya bisa dilakukan oleh kontraktor.

#### **II.3.1 Kontrak Bagi Hasil**

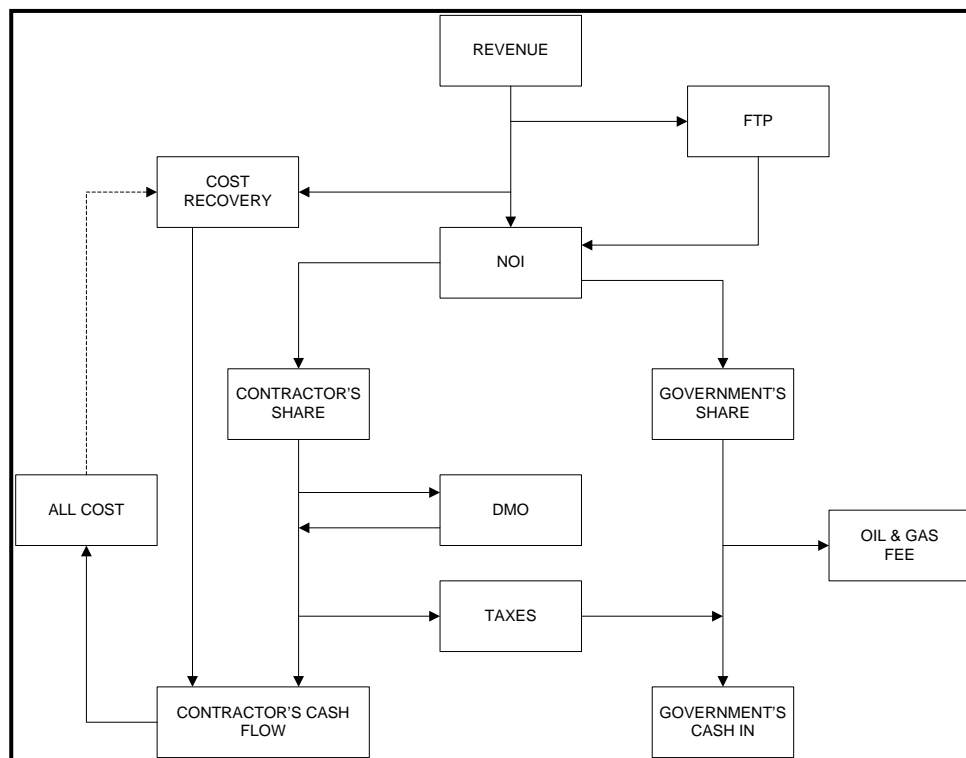
Kontrak Bagi Hasil atau *Production Sharing Contract (PSC)* adalah jenis pengusahaan minyak dan gas bumi oleh pemerintah dimana kontraktor sebagai pelaksana pekerjaan pertambangan minyak dan gas bumi. Dengan sistem kontrak ini, kontraktor akan membiayai semua kegiatan eksplorasi dan eksploitasi.

Akan tetapi, apabila berhasil memproduksi minyak atau gas bumi, maka kontraktor akan mendapatkan pengembalian atas biaya-biaya yang telah dikeluarkan atau yang disebut dengan *cost recovery*. Kontraktor akan mendapatkan keuntungan dari pembagian atau *sharing* dari hasil penjualan minyak dan gas bumi setelah dikurangi *cost recovery* tersebut.

Seiring dengan berkembangnya kegiatan di sektor minyak dan gas bumi serta untuk mengefektifkan pembagian hasil untuk negara dan kontraktor, maka Sistem Kontrak Bagi Hasil di Indonesia telah mengalami beberapa perombakan yang diharapkan dapat membawa hasil yang maksimal bagi negara dan juga tidak terlalu memberatkan kontraktor.

Setelah mengalami beberapa perubahan, akhirnya dikeluarkanlah UU Migas (Undang-Undang Minyak dan Gas Bumi) No. 22 tahun 2001, dimana Pertamina diposisikan sama seperti kontraktor sebagaimana perusahaan minyak lainnya. Perhitungan analisis ekonomi yang dilakukan di dalam tesis ini mengacu pada

skema kontrak bagi hasil yang digunakan di dalam regulasi perindustrian migas di Indonesia (UU No. 22 tahun 2001) sebagaimana ditunjukkan pada Gambar II.6. Perhitungan ekonomi dilakukan dengan melakukan analisis *cash flow* yang di dalamnya terdapat beberapa komponen skema kontrak bagi hasil, seperti *revenue*, *FTP*, *NOI*, *DMO*, dan sebagainya.



Gambar II.6 Skema kontrak bagi hasil (UU No. 22 tahun 2001)

### II.3.2 Parameter-Parameter dalam Kontrak Bagi Hasil

Dalam hubungannya dengan masalah biaya, maka perlu diketahui mengenai struktur biaya dalam usaha hulu migas (minyak dan gas bumi) dalam kontrak kerja sama yang berlaku di Indonesia, yaitu Sistem Kontrak Bagi Hasil. Parameter-parameter tersebut adalah:

#### II.3.2.1 *First Tranche Petroleum (FTP)*

*First Tranche Petroleum* atau *FTP* merupakan bagian minyak yang diproduksi yang akan dibagi antara pemerintah dengan kontraktor sebelum dikurangi *cost*



*recovery*. *FTP* diterapkan untuk menjamin agar pemerintah mendapatkan bagiannya sebesar apapun *cost recovery*.

Konsep *FTP* muncul dilatarbelakangi oleh beberapa faktor, di antaranya:

1. Tingkat pemasaran dan harga minyak bumi semakin rendah dan tak menentu.
2. Ukuran penemuan cadangan yang semakin kecil.
3. Peraturan pelaksanaan perundangan yang kemudian dikeluarkan tidak mendukung kelancaran operasi dan cenderung mengabaikan sifat strategis minyak dan gas bumi.

Besar *FTP* ini adalah 20% dari *gross revenue* (pendapatan dari hasil penjualan) dan mulai diberlakukan untuk kontrak lapangan-lapangan baru ataupun kontrak perpanjangan yang diadakan sejak diregulasi pada bidang perminyakan bulan Agustus 1998.

#### **II.3.2.2 Expenditure**

*Expenditure* merupakan total biaya pengeluaran di antaranya adalah *capital investment* (*tangible* dan *intangible*), dan *operating and maintenance cost*.

- *Tangible cost*

*Tangible cost* merupakan biaya atas *capital investment* yang memiliki masa pakai dan *salvage value*, misalnya biaya perancangan, *procurement*, serta pemasangan alat-alat utama pada *surface facilities*.

- *Intangible cost*

*Intangible cost* merupakan biaya atas *capital investment* yang tidak memiliki *salvage value*, yaitu biaya pemboran dan kompleksi sumur.

- *Operating and maintenance cost*

*Operating and maintenance cost* merupakan semua pengeluaran dan kewajiban yang terjadi untuk melaksanakan operasi produksi lapangan gas.

#### **II.3.2.3 Depreciation Allowance**

*Depreciation allowance* atau alokasi depresiasi, didasarkan pada pelunasan *surface facilities*. Dalam perhitungan *depreciation allowance*, terdapat variabel

*salvage value* yakni nilai akhir *surface facilities* pada akhir tahun proyek. Dalam tesis ini, *salvage value* diasumsikan sebesar 5% dari harga *surface facilities*.

Metode depresiasi yang diterapkan pada analisis ekonomi adalah metode *double decline balance* (DDB). Sebagai perbandingan, metode depresiasi *double decline balance* dapat memberikan nilai *cash flow* yang lebih tinggi dibandingkan metode depresiasi lainnya seperti metode *straight line* (SL) atau metode *sum of the years digit* (SOYD). Berdasarkan literatur, rumus metode depresiasi *double decline balance* adalah sebagai berikut:

$$d_k^{DDB} = \frac{2}{n} \left[ FCI_L - \sum_{i=0}^{i=k-1} d_i \right]$$

Komponen biaya kapital (CAPEX) yang dapat didepresiasi adalah *tangible cost*, dalam hal ini adalah *surface facilities*. Berdasarkan literatur, jangka waktu depresiasi *surface facilities* untuk proyek gas adalah 8 tahun.

#### II.3.2.4 Incentives

*Incentives* merupakan paket yang diberikan oleh pemerintah kepada kontraktor untuk menarik investasi, antara lain melalui *tax credit* sebesar 20% dari *tangible capital investment* dan *interest recovery* sebesar 6%.

#### II.3.2.5 Cost Recovery

*Cost recovery* mencakup semua biaya yang ditanggung oleh kontraktor yang akan dikembalikan dari hasil produksi gas setelah dikurangi *FTP*. *Cost recovery* terdiri dari:

- Besarnya harga *non-capital cost* tahun tersebut
- Besarnya nilai depresiasi *capital cost* tahun tersebut
- Besarnya *operating cost* tahun tersebut
- Besarnya *unrecovered cost* tahun sebelumnya

*Non-capital cost* merupakan *operating cost* yang berhubungan dengan operasi selama tahun yang bersangkutan termasuk di dalamnya biaya pekerja, material,

*survey seismic, intangible cost*, serta peralatan pemboran meliputi lumpur pemboran dan bahan kimia, *bit, casing*, dan *workover*.

Biaya yang dibayarkan pada tahun yang bersangkutan disebut *recoverable cost*. *Cost recovery* dari kontraktor dapat diperoleh kembali dari pendapatan kotor hasil penjualan hidrokarbon pada tahun bersangkutan (*gross revenue*). Bila *cost recovery* kontraktor melebihi pendapatan (*gross revenue*) kontraktor, maka kekurangan tersebut dapat diperoleh kembali pada tahun berikutnya. Kekurangan pada tahun yang bersangkutan dinamakan *carried forward*, sedangkan kekurangan pada tahun sebelumnya dinamakan *unrecovered prior year*.

Secara sistematis kondisi di atas dapat disimpulkan sebagai berikut:

- Jika
$$cost\ recovery + investment\ credit > revenue * cost\ recovery\ ceiling$$
Maka:
$$recovery = revenue * cost\ recovery\ ceiling$$
$$unrecovered = cost\ recovery + investment\ credit - recovery$$
- Jika tidak, maka:
$$recovery = cost\ recovery + investment\ credit$$
$$unrecovered = 0$$

*Cost recovery ceiling* yang disebutkan di atas merupakan besarnya persentase *recovery* dari *revenue* yang dapat diperoleh kontraktor pada tahun yang bersangkutan. Besarnya *cost recovery ceiling* sekarang adalah 100% bila *revenue*  $> 0$ , sedangkan bila *revenue*  $\leq 0$  maka *cost recovery ceiling* adalah 0%.

Tidak semua biaya dapat di-*recover*, seperti contohnya:

- *Signature bonus*
- Bonus produksi (*production bonus*)
- Biaya hak pengoperasian wilayah

*Cost recovery* yang semakin besar akan mengurangi *share* pemerintah, sehingga pengawasan mengenai biaya-biaya yang keluar yang akan dimasukkan ke dalam *cost recovery* harus benar-benar diperhatikan pemerintah.

#### **II.3.2.6 Net Operating Income (NOI)**

*Net Operating Income* atau *NOI* adalah *revenue* dikurangi *FTP* dan *cost recovery*, dalam hal ini *NOI* merupakan *equity to be split (ETBS)* antara kontraktor dengan pemerintah. Dalam tesis ini, *ETBS* dihitung berdasarkan ketentuan pajak pemerintah yakni sebesar 62,5% untuk kontraktor dan 37,5% untuk pemerintah sehingga pada akhirnya prosentase pembagian (setelah dipotong pajak dan perhitungan *cost recovery*) adalah 35% untuk kontraktor dan 65% untuk pemerintah.

#### **II.3.2.7 Domestic Oil Obligation (DMO)**

*Domestic Market Obligation* atau *DMO* adalah kewajiban kontraktor menyerahkan sebagian minyak yang dihasilkan kepada pemerintah untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar (BBM) dalam negeri dengan menggunakan harga dalam negeri (harga yang ditentukan oleh pemerintah). Jumlah yang diserahkan ditetapkan secara merata terhadap seluruh kontraktor yang beroperasi di Indonesia dan dibatasi maksimum 25% dari minyak yang dihasilkan pada tahun yang bersangkutan. *DMO* mendapat imbalan harga lebih murah dari harga pasar dengan kompensasi *DMO* yang kembali ke kontraktor sebesar 15%. Untuk gas bumi, pada Sistem Kontrak Bagi Hasil, *DMO* ditetapkan sebesar 0%.

#### **II.3.2.8 Government's taxes**

*Government's taxes* atau pajak adalah sumber keuangan pemerintah untuk membiayai kegiatan untuk mengelola negara. Besarnya pajak tergantung kebijakan pemerintah, besarnya pajak yang berlaku saat ini adalah 44%. Pajak pemerintah dihitung dengan mengalikan pajak dengan *taxable income*. *Taxable Income* adalah pendapatan kena pajak (siswa pendapatan yang merupakan bagian kontraktor yang dikenai pajak).

### II.3.3 Cash Flow Diagram

*Cash flow diagram* dihasilkan dari perhitungan komponen-komponen yang termasuk di dalamnya sebagaimana telah dijelaskan sebelumnya. Adapun rumus untuk perhitungan *cash flow diagram* adalah sebagai berikut.

$$CF = I + CR + CS - T$$

dimana

- $CF$  = *Cash flow*
- $I$  = *Incentives (investment credit + interest recovery)*
- $CR$  = *Cost recovered*
- $CS$  = *Contractor's share (after DMO)*
- $T$  = *Taxes*

Nilai *cash flow* yang dihasilkan dari rumus di atas tidak mencerminkan nilai uang sesungguhnya yang diukur pada masa sekarang. Oleh karena itu dibutuhkan suatu parameter ekonomi yang dapat menggambarkan nilai uang yang diukur pada masa sekarang yaitu *Net Present Value* atau *NPV* yang didefinisikan sebagai posisi keuangan kumulatif (*discounted*) pada akhir masa proyek.

Untuk menghitung *NPV* dibutuhkan suatu parameter yang menghubungkan antara uang dengan waktu yaitu *discount factor* yang didefinisikan sebagai berikut.

$$DF_n = (i + 1)^n$$

dimana

- $DF$  = *discount factor*
- $i$  = *interest rate*
- $n$  = *time (years)*

sehingga rumus variabel *cash flow discounted* menjadi

$$CF_{n,discounted} = \frac{CF_n}{DF_n} = \frac{CF_n}{(i + 1)^n}$$

Selain *NPV*, parameter ekonomi lainnya yang dibutuhkan untuk menilai kelayakan ekonomi atau profitabilitas dari suatu skenario proyek adalah parameter *Internal Rate of Return* atau *IRR* yaitu harga *discount rate* yang menyebabkan

nilai *NPV* dari suatu proyek sama dengan nol, dan *Payback Period* atau *PBP* atau dalam literatur lain dikenal dengan istilah *Break-even Point* atau *BEP* yaitu jangka waktu yang dibutuhkan, setelah produksi dimulai (*start-up*), untuk mengembalikan semua *capital investment* yang telah dikeluarkan selama proyek.