

**STUDI KOMPREHENSIF MENGENAI ALIRAN DUA FASA  
GAS-CAIRAN PADA PIPA BERUKURAN MINI**

Usulan Penelitian untuk Disertasi S-3  
Program Studi Teknik Mesin  
Kelompok Bidang Ilmu Teknik



**Diajukan oleh:**

**Sudarja  
13/352877/STK/00411**

**Kepada**

**PROGRAM PASCASARJANA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS GADJAH MADA  
YOGYAKARTA  
SEPTEMBER 2014**

**Usulan Rencana Penelitian S-3**  
**Studi Eksperimental Aliran Dua Fase Gas-Cairan pada Pipa**  
**Berukuran Mini**

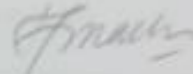
yang diajukan oleh:  
**Sudarja**  
13/352877/STK/00411

telah disetujui oleh:

Ketua Tim Penguji:

Tanda tangan

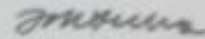
Prof. Dr. Ir. Siti Malkhamah, M.Sc.



Tanggal: 12.11.14

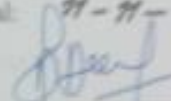
Anggota Tim Penguji:

1. Prof. Dr. Ir. Indarto, DEA.



Tanggal: 11-11-2014

2. Dr. Deendarlianto, S.T., M.Eng.



Tanggal: 10-11-2014

3. Dr. Eng. Khasani, S.T., M.Eng.



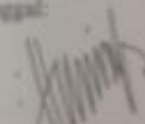
Tanggal: 10-11-2014

4. Dr. Adhika Widya Paraga, S.T., M.Biomed.Sc.



Tanggal:

5. Fauzan, S.T., M.T., Ph.D.



Tanggal: 10-11-2014

## 1. Latar Belakang

Aliran dua fase dapat terjadi pada saluran atau pipa berukuran besar (*large channel*), normal (*normal channel*), mini (*mini channel*), mikro (*micro channel*), dan bahkan pada saluran nano (*nano channel*). Dalam hal penamaan dan pengklasifikasian ukuran saluran ini, terdapat berbagai versi, misalnya: Barnea (1983) melakukan penelitian pola aliran pada pipa berdiameter 4 sampai 12 mm, dan menyebutnya *small diameter tube*, menurut Fukano dan Kariyasaki (1993), pipa berdiameter 1 mm, 2,4 mm, dan 4,9 mm yang digunakan pada penelitiannya termasuk kelompok pipa kapiler (*capillary tube*), Triplett dkk. (1999) melakukan penelitian aliran dua-fase pada *microchannels* dengan seksi uji berupa pipa berdiameter dalam 1,1 mm dan 1,45 mm, serta semi-triangular dengan diameter hidraulik 1,09 mm dan 1,49 mm. Mehendale dkk. (2000), membagi ukuran saluran menjadi 4, yaitu dari 1  $\mu\text{m}$  sampai 100  $\mu\text{m}$  sebagai *microchannels*, 100  $\mu\text{m}$  sampai 1 mm sebagai *mesochannels*, 1 mm sampai 6 mm sebagai *compact passages*, dan di atas 6 mm sebagai *conventional passages*. Zhao dan Bi (2001) menyebut seksi uji yang digunakan (saluran segitiga dengan diameter hidraulik 2,886 mm, 1,443 mm, dan 0,866 mm) dengan *microchannel*. Kandlikar dan Grande (2003) membagi ukuran saluran menjadi 5 macam, yaitu: saluran konvensional ( $dh > 3 \text{ mm}$ ), saluran mini ( $3 \text{ mm} > dh \geq 200 \mu\text{m}$ ), saluran mikro ( $200 \mu\text{m} \geq dh > 10 \mu\text{m}$ ), saluran transisi ( $10 \mu\text{m} \geq dh > 0,1 \mu\text{m}$ ), dan saluran nano (*molecular nanochannels*) ( $dh \leq 0,1 \mu\text{m}$ ). Klasifikasi dari Kandlikar dan Grande (2003) ini digunakan sebagai acuan oleh banyak peneliti, misalnya: Serizawa dkk (2001), Kawahara dkk (2002), Chung dan Kawaji (2004), Sur dan Liu (2012), Tsaoulidis (2013). Pehlivan dkk. (2006) menggunakan seksi uji berdiameter 3 mm, 1 mm, dan 800  $\mu\text{m}$ , mereka menyebutnya *milimeter-size channels*.

Aplikasi saluran-saluran kecil (mini dan mikro) antara lain adalah pada *Micro Electro Mechanical System* (MEMS). MEMS adalah miniaturisasi elemen-elemen mekanis dan elektro mekanis (yaitu peralatan dan struktur) yang dibuat menggunakan teknologi fabrikasi mikro. Ukuran fisik dari peralatan yang termasuk MEMS bervariasi dari ukuran di bawah satu micron sampai beberapa

millimeter. Demikian juga tipe dari peralatan MEMS mulai dari struktur yang sangat sederhana tanpa elemen yang bergerak sampai dengan sistem elektromekanikal yang sangat kompleks dengan beberapa bagian yang bergerak dan dikontrol oleh *integrated microelectronics*.

Aliran dua-fase gas-cairan pada saluran dengan diameter hidraulik sama dengan atau lebih kecil dari konstanta Laplace juga dijumpai pada penukar kalor kompak (*compact heat exchangers*) (Gambar 1.1), sistem pendinginan mikroelektronik (*microelectronic cooling systems*), reaktor nuklir skala riset, proses kimia, dan sistem refrigerasi berukuran kecil. Desain dan operasi dari sistem tersebut membutuhkan karakteristik aliran dua-fase pada saluran kapiler, termasuk pola aliran dan penurunan tekanan dua-fase (Triplett, 1999).

Konstanta Laplace adalah: 
$$\sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_G)}} \quad (1.1)$$

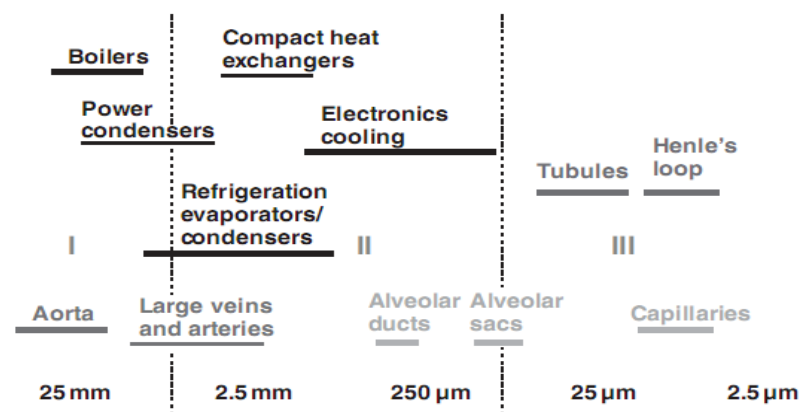
dengan:  $\sigma$  : tegangan permukaan,  $g$  : konstanta gravitasi,  $\rho_L$  : densitas cairan, dan  $\rho_G$  : densitas gas.



Gambar 1.1. *Compact Heat Exchangers* (dari GEA)

Zhao dan Bi (2001) menjelaskan aplikasi aliran pada saluran kecil antara lain: pendinginan modul-modul *high-density multi-chip* pada *supercomputer*, peralatan *X-ray* dan peralatan diagnostik lainnya berdaya tinggi, penukar kalor fluks tinggi pada sistem kedirgantaraan (*aerospace system*), sistem pendinginan kreogenik pada satelit, dan sebagainya. Kawahara dkk.(2002) memberikan contoh

aplikasi lain dari *microscale devices*, yaitu untuk pendinginan rangkaian mikroelektrik, aplikasi-aplikasi pada *bioengineering*, *aerospace* dan *microheat pipe*. Beberapa dari pemakaian tersebut melibatkan aliran dua fase dalam pipa berdiameter kurang dari 1 mm. Kandlikar (2005) memberikan gambaran aplikasi aliran dua-fase pada berbagai ukuran saluran, yang ditunjukkan pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2. Skema aplikasi aliran dua-fase berdasarkan ukuran saluran (Kandlikar, 2005).

Parameter-parameter pada aliran dua fase terdiri dari parameter dasar dan parameter efek perpindahan kalor (*heat transfer effect*). Parameter dasar meliputi: (a) *Flow behavior (interfacial behavior)*, yaitu pola aliran (*flow pattern* atau *flow regime*) dan peta pola aliran (*flow pattern map*), (b) fraksi hampa (*void fraction*,  $\alpha$ ), (c) perubahan tekanan (*pressure gradient* atau *pressure drop*). Pada aliran dua fase di dalam pipa berukuran mini dan mikro, fluida mempunyai sifat yang unik, yaitu tegangan permukaan sangat dominan sehingga hukum Newton untuk fluida tidak berlaku. Hal ini sebagai akibat dari kecilnya diameter saluran. Pola aliran yang didapatkan tidak tergantung pada arah aliran (*channel orientation independent*). Hal ini karena pengaruh yang sangat besar dari tegangan permukaan (Fukano dan Kariyasaki, 1993). Menurut mereka, ukuran pipa kritis (gaya karena tegangan permukaan lebih dominan dari pada gaya gravitasi) adalah antara 5 mm dan 9 mm.

Chung dan Kawaji (2004) mengungkapkan bahwa informasi dan data penelitian pada *microchannel* dengan diameter  $< 100 \mu\text{m}$  masih sangat terbatas dan belum sepenuhnya konsisten, serta pengaruh dari pengecilan diameter saluran masih belum jelas. Konsentrasi riset masih terfokus pada pola aliran, sedangkan parameter lain belum banyak diungkap, bahkan terlihat juga bahwa pola aliranpun berbeda-beda walaupun diameter dan kecepatannya sama atau hampir sama.

Dari uraian di atas, maka penelitian atau studi eksperimental mengenai aliran dua fase gas-cairan pada pipa berukuran mini maupun mikro sangat penting untuk dilakukan.

### **1.1. Perumusan Masalah**

Basis data dan informasi tentang karakteristik aliran dua-fase pada saluran mini maupun mikro (apalagi yang melibatkan perubahan viskositas dan/atau tegangan permukaan) masih sangat kurang dan masih terdapat perbedaan-perbedaan. Penelitian ini akan mengkaji parameter dasar aliran dua fase (udara-campuran air dan gliserin dengan berbagai konsentrasi) pada pipa berukuran mini posisi horisontal dengan menitik-beratkan pada kajian eksperimental, *signal processing*, dan *image processing*. Parameter-parameter dasar tersebut adalah sebagai berikut:

- a. Karakteristik aliran (*flow behavior*, yaitu *interfacial behavior*), yang terdiri dari: pola aliran (*flow pattern* atau *flow regime*) dan peta pola aliran (*flow pattern map*)
- b. Karakteristik dan korelasi dari fraksi hampa (*void fraction*)
- c. Karakteristik dan korelasi dari gradien tekanan (*pressure gradient*) atau *pressure drop*.

### **1.2. Keaslian Penelitian**

Penelitian pada aliran dua-fase di dalam saluran mini dan mikro masih merupakan topik yang banyak didiskusikan (*hot topics*), karena teknologi untuk peralatan berukuran kecil (*compact heat exchanger*, *micro-turbines*, *micro-pumps*,

dll) sangat diperlukan. Di sisi lain jumlah penelitian pada aliran dua-fase di dalam saluran mini dan mikro ini masih relatif sedikit dibandingkan dengan pada saluran besar. Dari sejumlah peneliti tersebut juga masih terdapat perbedaan, dalam hal:

- a. Kriteria ukuran saluran, sebagaimana diuraikan pada latar belakang di atas.
- b. Pola aliran dan peta pola aliran, sebagaimana ditunjukkan pada kajian pustaka di bawah, padahal pola aliran dan peta pola aliran (yang menunjukkan transisi dari masing-masing pola aliran) merupakan hal yang sangat penting dalam memprediksikan parameter yang lain, misalnya pada perpindahan kalor evaporasi maupun kondensasi.
- c. Model korelasi antar parameter yang digunakan.

Di samping itu, pengaruh dari viskositas dan tegangan permukaan terhadap parameter dasar aliran dua-fase pada saluran mini masih belum jelas. Oleh karena itu perlu dilakukan penelitian secara eksperimental untuk mendapatkan pola aliran, peta pola aliran, gradien tekanan, fraksi hampa dari aliran dua-fase gas-cairan pada saluran mini, yang menggunakan metode visualisasi, *image processing*, dan *signal processing*. Di sini untuk saluran mini diwakili oleh pipa sirkular dengan diameter dalam 1,6 mm. Gas yang digunakan adalah udara, sedangkan cairannya bervariasi, yaitu: air 100%, campuran air dan gliserin dengan konsentrasi 20%, serta campuran air dan gliserin dengan konsentrasi 40%.

### **1.3. Faedah Penelitian**

Penelitian ini akan memberikan data dan informasi primer yang detail dan mendalam tentang pola aliran, peta pola aliran, *void fraction* dan *pressure drop* pada aliran dua fase udara- air dan gliserin pada pipa berukuran mini horisontal, yang saat ini informasinya masih sedikit. Informasi ini sangat bermanfaat baik bagi ilmu pengetahuan dan teknologi (Iptek), yaitu tersedianya data-base tentang karakteristik aliran dua-fase pada saluran mini, maupun bagi praktisi terkait, yaitu sebagai salah satu acuan dalam perancangan peralatan yang melibatkan aliran dua-fase pada saluran mini. Di samping itu, instalasi penelitian juga dapat digunakan untuk penelitian selanjutnya.

## 2. Tujuan

Tujuan dari penelitian ini adalah:

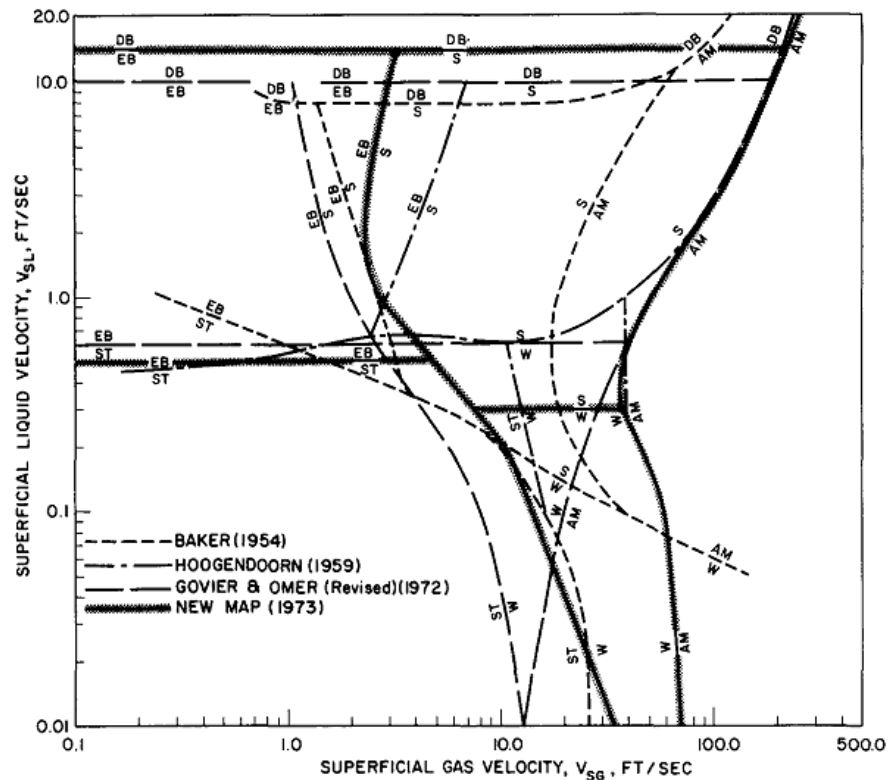
- a. Mendapatkan informasi dan data primer tentang: pola aliran, peta pola aliran, *Void-Fraction*, dan *pressure gradient* aliran dua-fase pada pipa berukuran mini posisi horisontal.
- b. Mendapatkan model korelasi antar parameter, yaitu korelasi untuk fraksi hampa dan korelasi untuk gradien tekanan.
- c. Mendapatkan informasi tentang pengaruh viskositas dan tegangan permukaan terhadap parameter dasar aliran dua-fase pada pipa mini.

## 3. Tinjauan Pustaka

### 3.1. Penelitian Tentang Pola Aliran dan Peta Pola Aliran Dua Fase Pada Saluran konvensional

Baker (1954) meneliti aliran dua fase udara-air aliran searah pada pipa horizontal. Dari penelitian tersebut dihasilkan pola aliran dan sekaligus peta pola aliran. Pola aliran yang teramati adalah: *bubbly*, *plug*, *slug*, *stratified*, *wavy*, *annular*, *dispersed* dan *froth*. Serupa dengan Baker, Mandhane (1974) juga melakukan penelitian untuk mendapatkan peta pola aliran, yang hasilnya digambarkan menjadi peta pola aliran dengan koordinat kecepatan superfisial gas dan kecepatan superfisial cairan. Peta pola aliran dari Mandhane tersebut ditunjukkan pada Gambar 3.1., dan peta ini merupakan peta yang paling luas diterima untuk aliran searah pada pipa konvensional dengan orientasi horisontal.





Gambar 3.1. Peta pola aliran dua-fase horisontal dari Mandhane (1974).

### 3.2. Penelitian Tentang Pola Aliran Dua Fase Pada Saluran Mini dan Mikro

Penelitian tentang pola aliran dua-fase pada saluran mini dan mikro telah dilakukan oleh beberapa peneliti, diantaranya seperti ditunjukkan pada Tabel 3.1. (Sur dan Liu, 2012).

Tabel 3.1. Penelitian aliran dua-fase pada saluran mini dan mikro yang telah dipublikasikan (Sur dan Liu, 2012).

Researcher	Channel configuration	Fluids	Flow pattern observed	Major findings
Suo and Griffith (1963)	Circular Dc= 1 and 1.4 mm	Air-water N2-water He-heptane N2-heptane	Capillary slug, annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>Taylor flow was observed.</li> <li>Transition criterion was proposed for flow transition from slug to bubbly slug flow.</li> <li>Surface tension force dominates over gravitational force.</li> </ul>
Damianides and Westwater (1987)	Rectangular Dh =1.74 mm Circular Dc = 1, 2, 3, 4 and 5 mm	Air-water	Stratified, wavy, plug, slug, pseudo-slug, bubbly, annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>Smooth stratified flow was absent.</li> <li>Liquid velocity has a stronger influence on the flow patterns than gas velocity</li> <li>Transition models developed for</li> </ul>

			and dispersed	large channels cannot predict transition boundaries in the minichannels.
Fukano et al. (1989)	Circular Dc = 1-4.9 mm	Air-water	Bubbly, plug, slug and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Stratified flow regime was absent.</li> <li>• For 1 mm channels, bubbly flow was absent.</li> </ul>
Mishima et al. (1993)	Rectangular duct with large aspect ratios and small gap	Air-water	Bubbly, slug, churn, annular and dispersed	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Two-phase frictional pressure drop can be predicted by separated flow model</li> </ul>
Fukano and Kariyasaki (1993)	Circular Dc = 1, 2.4, 4.9, 9 and 26 mm	Air-water	Bubbly, intermittent and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Channel orientation does not affect flow patterns and transitions for Dc &lt; 4.9 mm.</li> <li>• Flow pattern predictions for large diameter channels cannot be applied to minichannels.</li> </ul>
Barajas and Panton (1993)	Circular Dc = 1.6 mm	Air-water	Wavy, Taylor, Taylor-annular, annular, dispersed bubbly and rivulet	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Contact angle has little effect on transition boundaries for partial-wetting surfaces (<math>\theta &lt; 90^\circ</math>). The transition boundaries changed substantially for the non-wetting surfaces (<math>\theta &gt; 90^\circ</math>)</li> </ul>
Mishima and Hibiki (1996)	Circular Dc = 1-4mm	Air-water	Bubbly, slug, churn, annular and dispersed	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Transition lines were in good agreement with predictions made by Mishima and Ishii (1984) and also with data reported by Barajas and Panton (1993).</li> <li>• Separated flow model was used to predicted frictional pressure drop with a modified C parameter</li> </ul>
Triplett et al. (1999)	Circular Dc = 1.1 and 1.45 mm Semi-Triangular Dh = 1.09 and 1.49 mm	Air-water	Bubbly, slug, churn, slug-annular, annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Stratified flow was not observed.</li> <li>• Channel geometry has little effect on flow patterns in circular and triangular channels.</li> <li>• Flow regime map agrees poorly with the Mandhane et al. (1974) flow map. Bubbly-slug transition boundary can be predicted by the Taitel et al. (1976) model.</li> <li>• Homogeneous flow model predicts well the pressure drop data except for annular flow.</li> </ul>
Xu (1999)	Rectangular with narrow gaps w= 12 mm l= 260 mm h=1.0, 0.6 and 0.3 mm	Air-water	Bubbly, slug, churn and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• .With decreased channel gap, the transition lines shifted to the left on the flow maps.</li> <li>• Bubbly flow was not observed for 0.3 mm channel gap.</li> </ul>
Coleman and Garimella (1999)	Circular and Rectangular Dh = 1.3, 1.75, 2.6 and 5.5 mm	Air-water	Bubbly, dispersed, plug, slug, wavy-annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Stratified flow regime was suppressed in smaller channels.</li> <li>• Taylor flow regime extended to higher gas and liquid superficial velocities.</li> <li>• Decreasing channel diameter has bit impact on the flow regime transition lines.</li> </ul>
Zhao and Bi	Equilateral	Air-water	Bubbly, Taylor,	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Flow map results deviated from the</li> </ul>

(2001)	Triangular Dh =2.886, 1.443 and 0.866 mm		churn and annular	Taitel et al. (1976) model and Mishima and Ishii (1984) model. <ul style="list-style-type: none"> <li>Channel size affects the transition boundaries.</li> <li>Sharp corners of non-circular channels have a significant impact on the flow patterns.</li> </ul>
Chen et al. (2002)	Circular. D= 1 and 1.5 mm	N2-water	Bubbly, slug, bubble-train slug, churn, annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>Correlation was proposed for the bubble velocity.</li> <li>Modified drift flux model was proposed to calculate the void fraction</li> </ul>
Hassan et al. (2005)	Circular Dc = 800 $\mu$ m, 1 and 3 mm	Air-water	Surface tension dominated: bubbly, intermittent;  Inertia dominated: churn and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>Bubbly, plug, slug, churn and annular flow regimes were observed.</li> <li>The flow regime transitions were affected by channel orientation.</li> <li>Universal flow maps were constructed.</li> </ul>
Lee and Lee (2008)	Circular Dc = 1.46, 1.8 and 2 mm	Air-water, Air- methanol	Plug, slug, annular, rivulet and stratified	<ul style="list-style-type: none"> <li>Wet and dry flow patterns were identified for two-phase flow in tubes with different surface wettability.</li> <li>Flow regime transition criteria were proposed for wet and dry flow conditions.</li> </ul>
Saidi et al. (2011)	Circular Dc = 2, 3, and 4 mm	Air-water	Bubbly, bubbly-slug, slug, messy- slug, churn, wispy annular, ring, wavy- annular, and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>The new flow pattern map was obtained and proposed.</li> <li>The flow patternmaps are compared with those of other researchers in the existing literature, showing reasonable agreement.</li> </ul>
Serizawa et al. (2002)	Circular Dc = 20, 25, 50 and 100 $\mu$ m	Air-water Steam- water	Bubbly, slug, liquid-ring, liquid-lump, and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>Stratified and wavy flows were absent.</li> <li>Two-phase flow patterns observed in 25 and 100 <math>\mu</math>m channels were similar except for the fine details in slug and liquid-ring/lump flows.</li> <li>Two-phase flow patterns were sensitive to microchannel surface wettability and contamination.</li> <li>Two-phase flow regime map follows Mandhane's prediction.</li> </ul>
Kawahara et al.(2002)	Circular Dc = 100 $\mu$ m	Nitrogen- water	Slug-ring, ring- slug, semi-annular and multiple flow	<ul style="list-style-type: none"> <li>Bubbly and churn flows were not observed.</li> <li>Dominant flow pattern shifts with increasing liquid and gas flow rates. The liquid film surrounding gas core becomes thicker as liquid flow rate increases, and gradually deforms as gas flow rate increases.</li> <li>Measured two-phase pressure drop data can be correlated well with LockhartMartinelli's separated flow model.</li> </ul>

Chung and Kawaji (2004)	Circular Dc = 50, 100, 250, and 530 $\mu\text{m}$	Nitrogen-water	Bubbly, slug, churn, slug-annular, annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>Flow patterns and transition lines were affected by channel diameter.</li> <li>In 250 and 530 <math>\mu\text{m}</math> channels, both two-phase flow patterns and flow regime maps were similar to those in 1 mm channels.</li> <li>In 50 and 100 <math>\mu\text{m}</math> channels, bubbly, churn, slug-annular and annular flows cannot be identified and only variations of slug flow were observed.</li> <li>Two-phase pressure drop in 50 and 100 <math>\mu\text{m}</math> channels can be predicted using both Dukler's homogeneous flow model and separated flow model with Lee-Lee's C-value correlation. A slug flow model was proposed to predict pressure drop in 50 and 100 <math>\mu\text{m}</math> channels.</li> </ul>
Chung et al. (2004)	Circular Dc = 100 $\mu\text{m}$ Square Dh = 96 $\mu\text{m}$	Nitrogen-water	Slug-ring, ring-slug, semi-annular, and multiple flow	<ul style="list-style-type: none"> <li>Bubbly, churn and annular flow patterns were not observed.</li> <li>Flow maps for both channels reveal a difference in the location of the ring-slug flow pattern transition, due to the liquid flow in the corners of the square microchannel.</li> <li>The two-phase pressure drop can be predicted by a correlation based on the LockhartMartinelli separated flow model.</li> </ul>
Cubaud and Ho (2004)	Square Dh = 200 and 525 $\mu\text{m}$	Air-water	Bubbly, wedging, slug, annular and dry	<ul style="list-style-type: none"> <li>Flow regime transition boundaries were independent of channel size and can be determined as a function of liquid and gas flow rates.</li> <li>Two-phase pressure drop can be correlated to individual flow regimes and their transition by plotting pressure drop vs. capillary number.</li> <li>Two distinct regimes can be identified when two-pressure drop data are scaled with single liquid flow pressure drop and are plotted as a function of homogeneous liquid fraction.</li> </ul>
Waelchli and von Rohr (2006)	Rectangular Dh = 187.5-218 $\mu\text{m}$	Nitrogen-water, Nitrogen-ethanol, Nitrogen-glycerol solutions	Bubbly, intermittent (slug and plug) and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>The existing flow regime maps cannot predict the flow patterns observed in this work.</li> <li>A universal flow regime map was developed by using new non-dimensional coordinates that account for the fluid viscosity, surface tension, density, superficial velocity, channel diameter and roughness.</li> </ul>
Xiong and Chung (2007)	Rectangular Dh = 209, 412, and 622 $\mu\text{m}$	Nitrogen-water	Bubbly-slug, slug-ring, dispersed-churn and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>Flow regime maps are similar for larger channels (412 and 622 <math>\mu\text{m}</math>); bubbly flow is absent in the smallest channel (209 <math>\mu\text{m}</math>).</li> <li>Bubbly flow is governed by surface</li> </ul>

				<p>tension; annular flow is controlled by inertia; other flow patterns are affected by both forces.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Flow regime boundary lines shift to higher gas superficial velocity.</li> <li>• Flow regime maps constructed with gas and liquid Weber numbers do not agree with the Akbar flow map.</li> </ul>
Yue et al. (2009)	Rectangular Dh = 200, 400 and 667 $\mu\text{m}$	CO <sub>2</sub> -water	Bubbly, slug, unsteady slug, bubble-train slug, slug-Annular, churn, and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Flow regime maps should be constructed using Weber numbers as coordinates rather than superficial gas and liquid velocities.</li> <li>• Akbar model is able to predict the pattern transition boundaries for 667 <math>\mu\text{m}</math> microchannel; however, its applicability deteriorates as the channel diameter decreases.</li> <li>• The separated flow model was applied to estimate pressure drop for churn, slug-annular and annular flows using a modified two-phase frictional multiplier.</li> </ul>
Saisorn and Wongwises (2009)	Circular Dc = 150 $\mu\text{m}$	Air-water	Liquid-alone, throat-annular, serpentine-like gas core and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Due to differences in the definition of flow patterns, all two-phase flow patterns observed in this work mostly fall into the annular flow regime on flow maps developed by other researchers.</li> <li>• The separated flow model was used to calculate the two-phase friction pressure drop with a modified two-phase multiplier.</li> </ul>
Xu et al. (1999)	Rectangular Dh = 585 mm (micro-gap channel), 1.14 and 1.85 $\mu\text{m}$ (mini-gap channel)	Air-water	Bubbly, slug, churn annular for mini-gap channels; Cap-bubbly, slug-droplet, churn and annular-droplet for micro gap channel	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Flow patterns for mini-gap channels were similar to large channels.</li> <li>• Flow patterns for micro-gap channel appeared to be two-dimensional. Bubbly flow was absent. Two new flow patterns were observed: Slug droplet flow and annular-droplet flow.</li> <li>• Flow regime transition models developed were in agreement with experimental data in the literature, but cannot predict the flow pattern transitions for the mini-gap channel with Dc =1.14 mm. A new theory must be developed to predict the slug droplet flow and annular-droplet flow in the micro-gap channel.</li> </ul>
Sur and Liu (2012)	Circular Dc = 100, 180, and 324 $\mu\text{m}$	Air-water	Bubbly, slug, ring, and annular	<ul style="list-style-type: none"> <li>• In an effort to unify the flow transition boundary in microchannels of different sizes, a new flow map was developed using the modified Weber numbers as the coordinates.</li> </ul>

Efek diameter pada aliran dua fase diinvestigasi oleh Chung dan Kawaji (2004) untuk mengidentifikasi fenomena yang membedakan *microchannel* dari *minichannel*. Penelitian dilakukan dengan menggunakan gas nitrogen dan air pada saluran berdiameter 530, 250, 100, dan 50  $\mu\text{m}$ . Pada pipa berdiameter 530  $\mu\text{m}$  dan 250  $\mu\text{m}$ , karakteristik aliran dua fase (peta pola aliran, fraksi hampa, *pressure drop*) mirip dengan karakteristik aliran pada *minichannel* (diameter  $\sim 1$  mm). Pada pipa berdiameter 100 dan 50  $\mu\text{m}$ , karakteristik aliran menyimpang dari karakteristik pada *minichannel*, yaitu terjadinya dominasi dari aliran slug. Pola aliran bubbly, churn, slug-annular, dan annular pada saluran dengan  $D_H \leq 100$   $\mu\text{m}$  disebabkan karena viskositas dan tegangan permukaan yang lebih besar. Jadi, jelas bahwa pada interval diameter pipa yang diinvestigasi, diameter memberikan pengaruh pada karakteristik aliran dua fase.

### 3.3. Penelitian Tentang Penurunan Tekanan (*Pressure-Drop*) pada Aliran Dua Fase Dalam Saluran Mini dan Mikro

Ali dkk. (1993) menyajikan data penelitian penurunan tekanan dalam bentuk faktor gesekan satu-fase maupun dua-fase. Untuk satu-fase, menggunakan:

$$f = \Delta P_F / [(L/D_H) (\rho U^2 / 2)] \quad (3.1)$$

Gambar grafik data faktor gesekan satu-fase terhadap Bilangan Reynolds, menunjukkan kemiripan terhadap diagram Moody. Pada daerah laminar ( $Re < 2300$ ) dinyatakan dengan hubungan:

$$f = 95/Re \quad ; \text{ untuk } gap \ 0,778 \text{ mm}$$

$$f = 94/Re \quad ; \text{ untuk } gap \ 1,465 \text{ mm}$$

Pada daerah turbulen ( $Re > 3500$ )

$$f = 0,339 Re^{-0,25} \quad ; \text{ untuk } gap \ 0,778 \text{ mm}$$

$$f = 0,338 Re^{-0,25} \quad ; \text{ untuk } gap \ 1,465 \text{ mm}$$

Hubungan ini konsisten terhadap hasil yang dilaporkan oleh Sadatomi (1982) untuk aliran satu fase pada saluran aliran tidak sirkular. Untuk dua-fase, data terkorelasi dengan baik untuk semua orientasi dengan korelasi tipe Lockhart-

Martinelli yang diberikan oleh Chisholm dan Laird (1958), kecuali aliran horisontal diantara plat-plat vertikal,

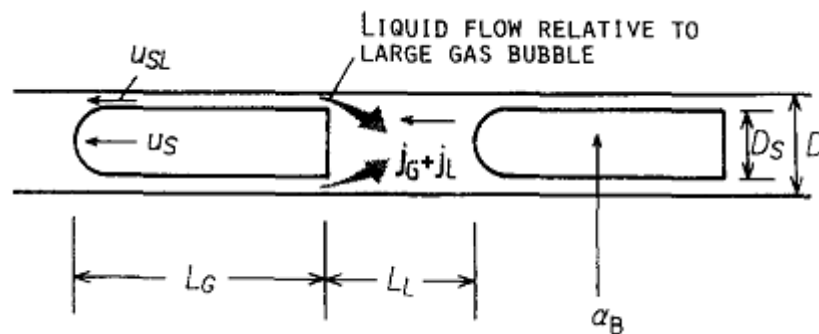
$$\phi_L^2 = 1 + (C/X) + (1/X^2) \quad (3.2)$$

dengan harga C antara 10 dan 20, tergantung kecepatan massa. Pengaruh orientasi saluran dan lebar *gap* tampak cukup kecil.

Fukano dan Kariyasaki (1993) menyatakan bahwa kerugian tekanan disebabkan terutama oleh dua mekanisme, yaitu: (a) kerugian akibat gesekan,  $\Delta P_t$ , dan (b) ekspansi mendadak aliran cairan dari film di sekeliling gelembung udara panjang ke *slug* cairan yang mengikuti gelembung udara panjang,  $\Delta P_e$ .

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_e \quad (3.3)$$

dengan asumsi: (1) fraksi hampa pada *slug* cairan adalah nol, (2) film cairan terdistribusi merata di sekeliling gelembung udara.



Gambar 3.2. Model aliran yang digunakan oleh Fukano dan Kariyasaki (1993)

$$\Delta P_t = \lambda \frac{L}{D} \frac{\rho_T (j_G + j_L)^2 L_L}{(L_G + L_L)} \quad (3.4)$$

$$\Delta P_e = \rho_L \frac{w^2 L}{2(L_G + L_L)} \quad (3.5)$$

Dengan:

$$w = \frac{(j_G + j_L) - [j_L - (j_G + j_L)(1 - \gamma)]}{\gamma(1 - \alpha_B)} \quad (3.6)$$

$$\gamma = L_G / (L_G + L_L) \quad (3.7)$$

$\alpha_B$  adalah rasio hampa pada lokasi tepat sebelum ekor gelembung udara.

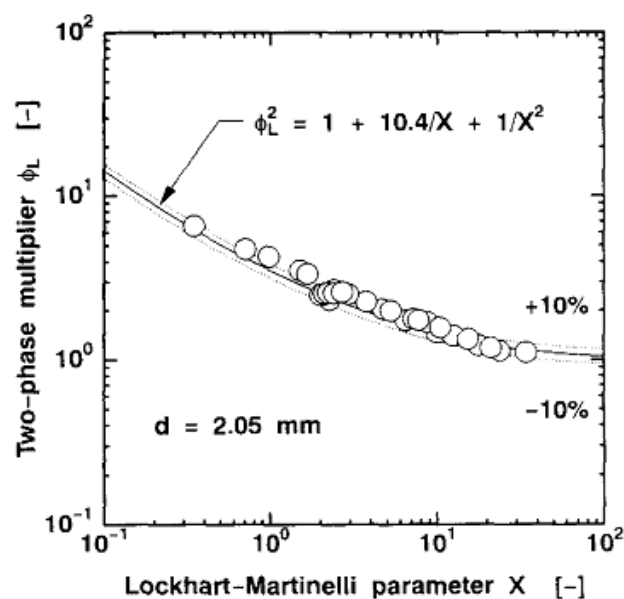
Mishima dan Hibiki (1996) juga menggunakan metode Lockhart-Martinelli, yaitu menggambarkan data yang didapatkan dalam bentuk grafik pengali dua-fase ( $\phi_L^2$ ) vs parameter Lockhart-Martinelli (X), yang didefinisikan:

$$\phi_L^2 = \frac{\Delta P_T}{\Delta P_L} \qquad X^2 = \frac{\Delta P_L}{\Delta P_G} \qquad (3.8)$$

$\Delta P_L$ ,  $\Delta P_G$  adalah kerugian tekanan akibat gesekan ketika komponen cairan atau gas mengalir dalam pipa sebagai fase-tunggal. Hasilnya untuk diameter 2,05 mm ditunjukkan pada gambar 3.3. Lingkaran menunjukkan data eksperimen dan garis menunjukkan persamaan Chisholm yang dimodifikasi.

$$\phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \qquad (3.9)$$

C adalah parameter Chisholm.



Gambar 3.3. Korelasi Lockhart-Martinelli dari Mishima dan Hibiki (1996) untuk  $d = 2,05$  mm

Parameter Chisholm yang dimodifikasi:

Untuk penampang sirkular:  $C = 21 (1 - e^{-0,333d})$

Untuk penampang segi empat:  $C = 21 (1 - e^{-0,319de})$

$de = 2sw / (s+w)$  dengan  $s$  adalah *gap* saluran, dan  $w$  adalah lebar saluran.



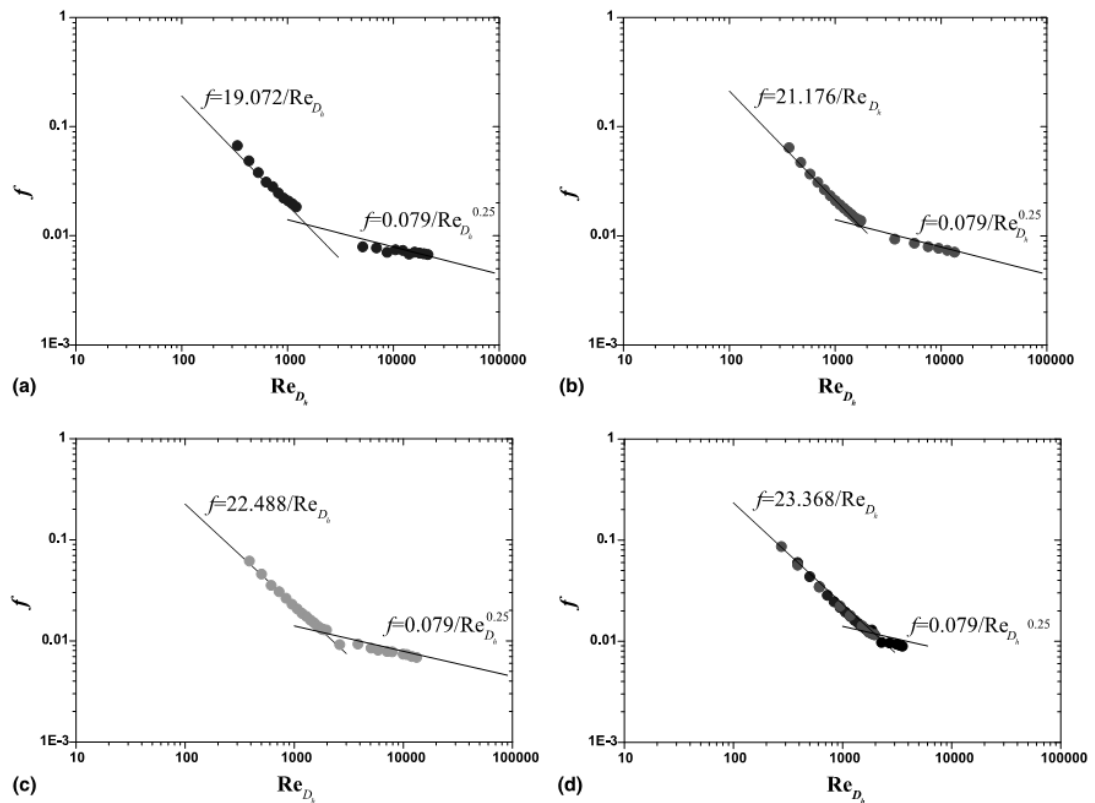
Faktor gesekan untuk aliran satu-fase dalam saluran persegi dari Lee dan Lee (2001) ditunjukkan pada Gambar 3.4. Dari grafik pada Gambar 3.4. tersebut terlihat bahwa nilai  $f$  dari hasil penelitian sama dengan persamaan Harnett dan Kostic (1989) untuk aliran laminar, yaitu:

$$f Re_{D_h} = 24(1 - 1.3553\alpha + 1.9467\alpha^2 - 1.7012\alpha^3 + 0.9564\alpha^4 - 0.2537\alpha^5) \quad (3.10)$$

$\alpha$  adalah *aspect ratio*, yaitu perbandingan antara tinggi dengan lebar saluran.

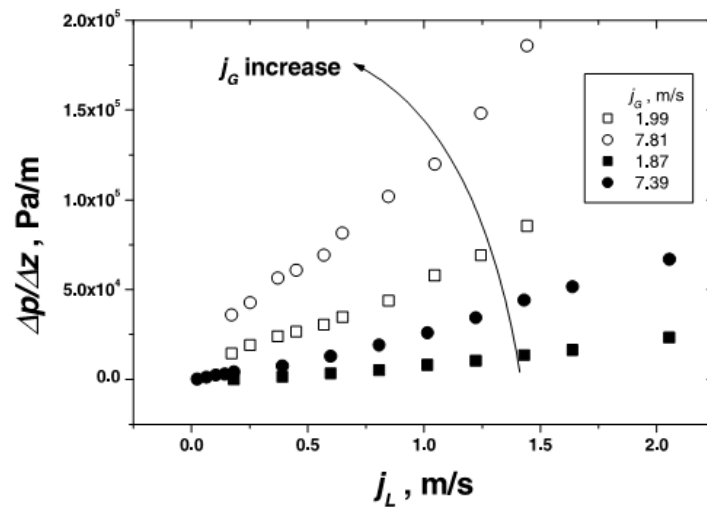
Grafik juga sama dengan persamaan Blasius untuk aliran turbulen, yaitu:

$$f = 0.079 Re_{D_h}^{-0.25} \quad (3.11)$$



Gambar 3.4. Faktor gesekan dari Lee dan Lee (2001): (a) *gap* 4 mm, (b) *gap* 2 mm, (c) *gap* 1 mm, (d) *gap* 0,4 mm.

Di samping itu, *pressure gradient* juga dikorelasikan dengan kecepatan superfisial cairan dan gas, sebagaimana ditunjukkan pada Gambar 3.5. Pada gambar tersebut terlihat jelas bahwa *pressure gradient* naik dengan naiknya kecepatan superfisial udara dan air ( $j_G$  dan  $j_L$ ), serta menurunnya ukuran *gap*.



Gambar 3.5. Tipikal variasi gradien tekanan dengan kecepatan superficial aliran cairan dan gas dari Lee dan Lee (2001) (diblock:  $gap = 4$  mm, berlubang:  $gap = 0,4$  mm).

Kawahara dkk (2002) juga memberikan data faktor gesekan satu-fase dan dua-fase seperti ditunjukkan pada Gambar 3.6 (atas). Untuk aliran satu-fase laminar, didapatkan persamaan faktor gesekan:

$$f_D = \frac{60.3}{Re} \quad (3.12)$$

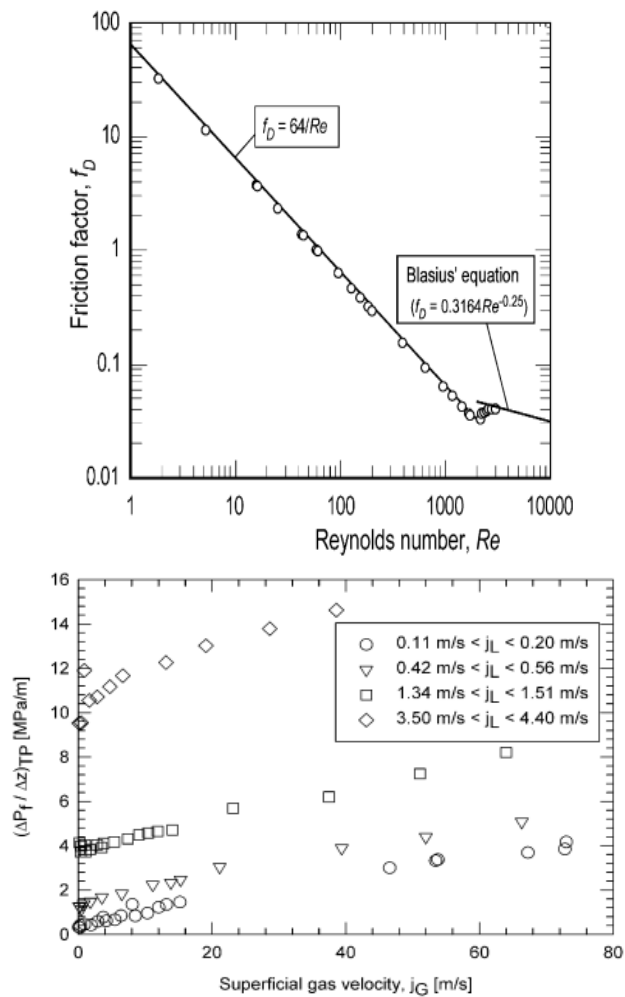
atau sekitar 6 % di bawah korelasi konvensional. Dari Gambar 3.6 (kiri) juga terlihat bahwa transisi dari laminar ke turbulen terjadi pada  $Re = 1900 - 2000$ . Gambar 3.6 (bawah) menunjukkan data *pressure gradient* dua-fasa pada saluran mikro sirkular dengan diameter  $100 \mu\text{m}$ , yang digambarkan terhadap kecepatan superficial gas,  $j_G$ , untuk kecepatan superficial cairan,  $j_L$ , yang berbeda. *Pressure gradient* meningkat seiring dengan meningkatnya  $j_G$  dan  $j_L$ . Pada model aliran homogen, *pressure gradient* dihitung dengan persamaan:

$$\left( \frac{\Delta P_f}{\Delta Z} \right)_{TP} = f_{DH} \frac{1}{D} \frac{G^2}{2\rho_H} \quad (3.13)$$

$\rho_H$  adalah densitas campuran homogen,  $f_{DH}$  adalah faktor gesekan Darcy dua-fase dan  $G$  adalah fluks massa total:

$$\frac{1}{\rho_H} = \frac{x}{\rho_G} + \frac{1-x}{\rho_L} \quad (3.14)$$

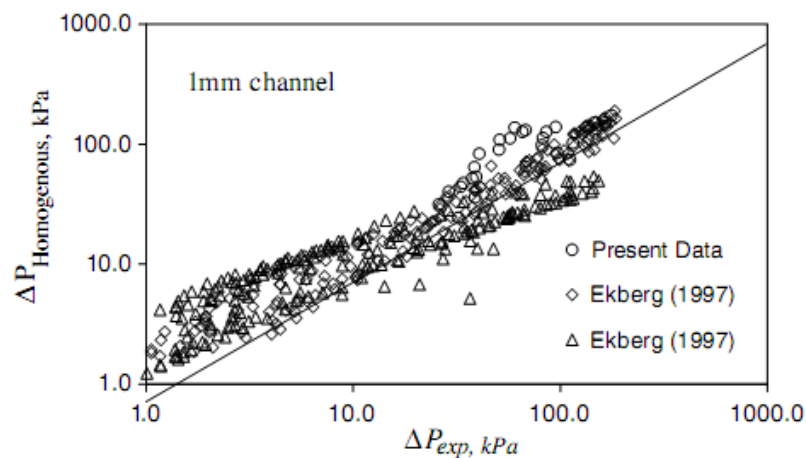
$$Re_H = \frac{GD}{\eta_H} \quad (3.15)$$



Gambar 3.6. (atas) data faktor gesekan untuk aliran air satu-fase, (bawah) data gradien tekanan karena gesekan untuk aliran dua-fase, dari Kawahara dkk. (2002).

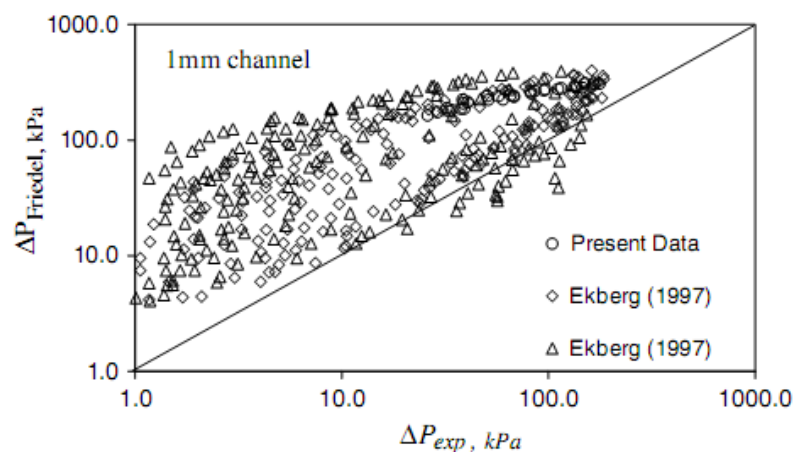
Chung dan Kawaji (2004) menyampaikan hasil penelitiannya mengenai aliran dua-fase di dalam saluran berdiameter 530, 250, 100, dan 50  $\mu\text{m}$ . Untuk saluran dengan  $D_H \geq 250 \mu\text{m}$ , faktor pengali dua-fase Lockhart dan Martinelli (1949) menunjukkan ketergantungan pada fluks massa, analog dengan yang didapatkan pada saluran mini. Untuk saluran dengan  $D_H \leq 100 \mu\text{m}$ , faktor pengali tidak

tergantung pada fluks massa, dan satu harga  $C$  umum yang menggambarkan seluruh data dengan baik,  $\pm 20\%$ . Hasan dkk. (2006) mengolah hasil pengukuran penurunan tekanannya menggunakan model aliran homogen, model Friedel, dan model Chisholm kemudian membandingkannya dengan hasil penelitian dari Ekberg (1997), untuk saluran berukuran 3 mm, 1 mm, dan 0,8 mm. Khusus untuk saluran berdiameter 1 mm, korelasi tersebut ditunjukkan pada gambar 3.7, 3.8, dan 3.9.

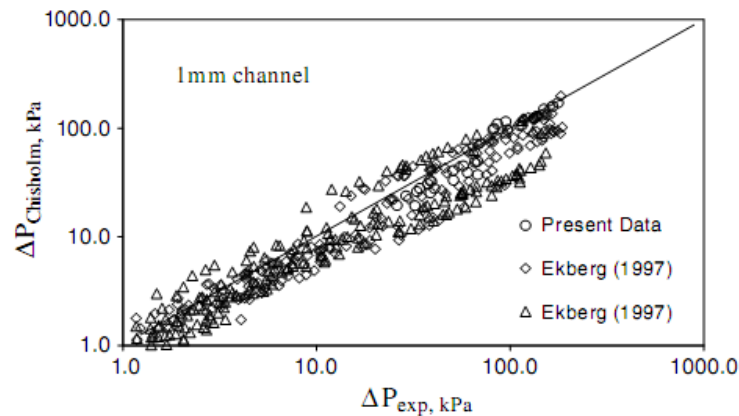


Gambar 3.7. *Pressure drop* yang terukur dari penelitian Hasan dkk. (2006) vs penurunan tekanan yang diprediksikan menggunakan model homogen.

Dari gambar-gambar tersebut terlihat bahwa model homogen merupakan model yang paling mirip dengan data, model Friedel menunjukkan mayoritas *over-predicted*, sebaliknya model Chisholm mayoritas *fairly-predicted*.



Gambar 3.8. *Pressure drop* yang terukur dari penelitian Hasan dkk. (2006) vs penurunan tekanan yang diprediksikan menggunakan model Friedel.



Gambar 3.9. *Pressure drop* yang terukur dari penelitian Hasan dkk. (2006) vs penurunan tekanan yang diprediksikan menggunakan model Chisholm.

### 3.4. Penelitian Tentang Fraksi Hampa (*Void Fraction*) Pada Saluran Mini dan Mikro

Penelitian tentang fraksi hampa pada saluran mini dan mikro telah dilakukan oleh Kariyasaki dkk. (1992), Ali dkk. (1993), Fukano dan Kariyasaki (1993), Mishima dan Hibiki (1996), Bio dkk. (1994), Triplet dkk. (1999b), Kawahara dkk (2002), dan Chung dan Kawaji (2004).

Semua data dari Ali dkk. (1993) kecuali untuk aliran horisontal antara plat-plat vertikal, berkorelasi dengan cukup baik dengan parameter Lockhart-Martinelli,  $X$ , yaitu rasio antara penurunan tekanan karena gesekan pada fase-tunggal dari cairan terhadap gas.

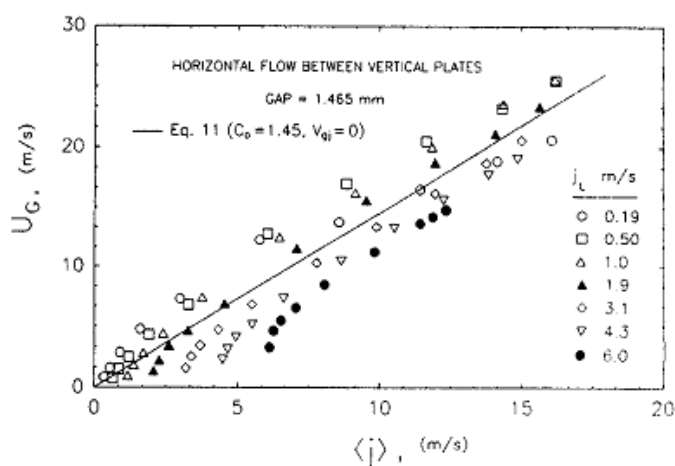
$$X^2 = (\Delta P / \Delta Z)_{F, SPL} / (\Delta P / \Delta Z)_{F, SPG} \quad (3.16)$$

Korelasi yang digunakan secara luas, yang diusulkan oleh Chisholm dan Laird (1958) untuk aliran dua-fase di dalam pipa,  $\alpha = 1 - (1 + C/X + 1/X^2)^{-1}$  dapat memprediksi semua data dengan baik, dengan harga  $C$  sekitar 20, kecuali data yang didapatkan dari aliran horisontal diantara plat-plat vertikal (H-V). Pengaruh

orientasi diabaikan, namun demikian, umumnya nilai fraksi hampa rendah, atau harga  $C$ , didapatkan pada *gap* yang lebih sempit. Pendekatan lain untuk mengkorelasikan data fraksi hampa pada aliran dua-fase yang luas dipakai adalah model *drift flux* (Zuber dan Findly, 1965; Walis, 1969) yang dinyatakan dengan:

$$U_G = C_o \{j\} + V_{gj} \quad (3.17)$$

$U_G$  adalah kecepatan gas rata-rata ( $j_G/\alpha$ ),  $\{j\}$  kecepatan rata-rata campuran ( $j_G + j_L$ ),  $C_o$  adalah parameter distribusi.  $V_{gj}$  adalah kecepatan *drift* rata-rata, yang menunjukkan perbedaan antara kecepatan gas dan kecepatan rata-rata campuran. Kecepatan *drift* rata-rata biasanya merupakan fungsi dari kecepatan naiknya gelembung dalam cairan yang diam.



Gambar 3.10. Korelasi data fraksi hampa dengan model *drift flux* untuk aliran horisontal diantara plat-plat vertikal dengan *gap* 1,465 mm.

Data dari Ali (1993) digambarkan dengan persamaan 3.17, dan untuk aliran horisontal diantara plat-plat vertikal didapatkan grafik pada Gambar 3.10. Yang dimaksud “*eq 11*” pada gambar tersebut adalah persamaan 3.17.

Jika  $V_{gj} = 0$ , model *drift flux* ekuivalen dengan model fluida tunggal densitas variabel dari Bankof (1960) yang diberikan oleh:  $\alpha = K \beta$ . Parameter aliran,  $K$ , berhubungan dengan invers dari parameter distribusi,  $C_o$ , dan dengan demikian, korelasi sederhananya diberikan oleh :  $\alpha = 0,8 \beta$ .

Fukano dan Kariyasaki (1993) dan Mishima dan Hibiki (1996) juga mengukur dan mengkorelasikan kecepatan dari *bubble* besar. Pengukuran fraksi hampa saluran mini dan mikro cukup sulit dilakukan. Mayoritas pengukuran yang dilakukan dan dipublikasikan berdasarkan analisis gambar (*image analysis*). Di samping itu ada sedikit peneliti yang menggunakan metode lain, yaitu: Bao dkk (1994) dengan *simultaneous solenoid valves*, Mishima dan Habiki (1996) dengan radiografi neutron dan *image processing*. Mishima dan Hibiki (1996) mengkorelasikan data fraksi hampunya pada aliran ke atas dalam saluran vertikal menggunakan *drift flux model* sebagaimana yang dilakukan Kariyasaki dkk. (1992). Karena efek gaya apung lebih kecil dari pada tegangan permukaan dan gaya viskos, diharapkan  $v_{gj} \sim 0$ . Untuk pola aliran *bubbly* dan *slug*, Mishima dan Habiki (1996) mendapatkan  $v_{gj} = 0$ , dan mereka mengkorelasikan koefisien distribusi  $C_o$  berdasarkan:

$$C_o = 1,2 + 0,510 e^{-0,692D_H}, \quad (3.18)$$

$D_H$  dalam mm.

Triplett dkk. (1999b) membandingkan data fraksi hampa mereka, yang diestimasi dari foto yang diambil dari seksi uji sirkular, dengan prediksi dari beberapa korelasi. Dengan pengecualian aliran *annular*, dimana semua korelasi yang diujikan melebihi (*overpredicted*) data, model homogen menghasilkan kesesuaian terbaik dengan hasil eksperimen. Serizawa dkk. (2002) mengukur fraksi hampa menggunakan analisis gambar video. Untuk semua pola aliran *bubbly* dan *slug*, didapatkan korelasi linier antara  $\alpha$  dan  $\beta$ ,

$$\alpha = 0,833 \beta \quad (3.19)$$

Chung dan Kawaji (2004) mengukur fraksi hampa rata-rata waktu pada saluran sirkular berdiameter  $D = 50, 100, 250, \text{ dan } 530 \mu\text{m}$  serta saluran persegi dengan diameter hidraulik  $96 \mu\text{m}$  menggunakan analisis gambar. Model aliran homogen mempunyai kesesuaian yang baik dengan data untuk diameter  $530 \mu\text{m}$ . Data untuk diameter  $250 \mu\text{m}$  sedikit berbeda dari model aliran homogen, tetapi bersesuaian secara baik dengan korelasi tipe Armand yang diusulkan lebih dulu

oleh Ali dkk (1993) untuk aliran dua-fase dalam saluran persegi sempit dengan  $D_H \sim 1$  mm:

$$\alpha = 0,8 \beta \quad (3.20)$$

dengan  $\beta = j_G/j$  adalah kualitas volumetrik. Data dari Chung dan Kawaji (2004) dan Chung dkk. (2004) untuk saluran persegi 96  $\mu\text{m}$  dan 50 serta 100  $\mu\text{m}$  menunjukkan kecenderungan berbeda sama sekali dari korelasi-korelasi tersebut, akan tetapi menunjukkan hubungan tidak linier antara  $\alpha$  dan  $\beta$ , sebagaimana ditunjukkan pada Gambar 3.11.

$$\alpha = \frac{C_1 \beta^{0.5}}{1 - C_2 \beta^{0.5}} \quad (3.21)$$

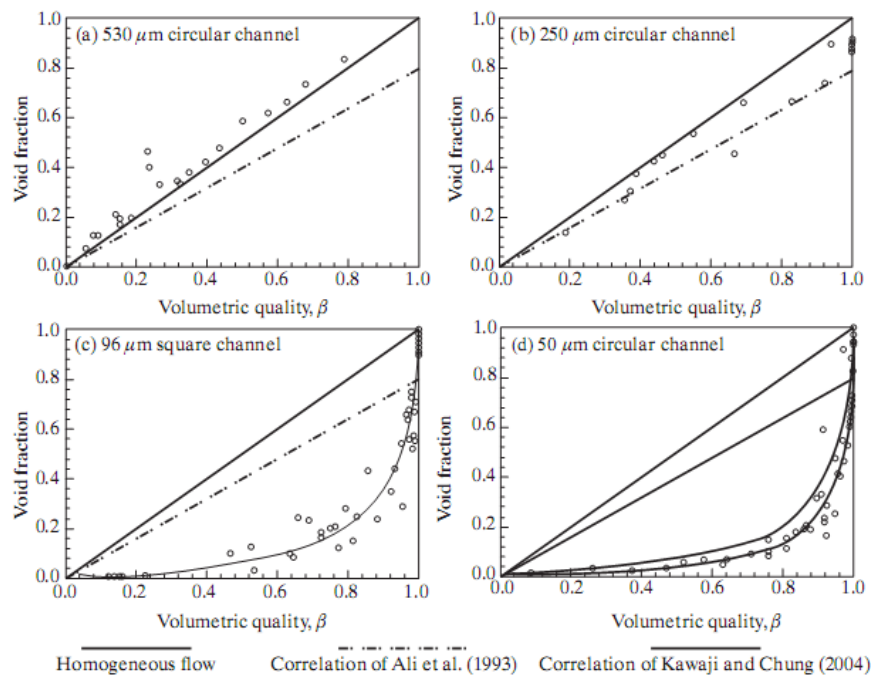
Konstanta  $C_1$  dan  $C_2$  sensitif terhadap ukuran saluran,  $C_1 = 0,02$  dan  $C_2 = 0,98$  untuk diameter saluran 50  $\mu\text{m}$ , serta  $C_1 = 0,03$  dan  $C_2 = 0,97$  untuk dua saluran yang lebih besar. Xiong dan Chung (2006) mengukur fraksi hampa dengan pencitraan (*by imaging*) dan mendapatkan konstanta berikut, yang sama baiknya dengan Kawahara dkk (2002) untuk diameter 100  $\mu\text{m}$ .

$$C_1 = \frac{0.266}{1 + 13.6 \exp(-6.88 D_H)} \quad (3.22)$$

$$C_2 = 1 - C_1 \quad (3.23)$$

$D_H$  dalam mm





Gambar 3.11. Hubungan antara fraksi hampa dan kualitas volumetrik dari eksperimen oleh Chung dan Kawaji (2004) dan Chung dkk. (2004).

### 3.5. Penelitian Tentang Pengaruh Viskositas dan Tegangan Permukaan Terhadap Parameter Aliran Dua-Fase

Pengaruh viskositas terhadap parameter aliran dua-fase telah diteliti, antara lain oleh: Fukano dan Furukawa (1997), Furukawa dan Fukano (2001), Mc Neil dan Stuart (2003), Sowinski dan Dziubinski (2007), Matsubara dan Naito (2011), dan Zhao dkk. (2013), sedangkan pengaruh tegangan permukaan terhadap parameter aliran dua-fase dilaporkan antara lain oleh: Krishnamurthy dan Peles (2009), dan Sadatomi dkk. (2010).

Fukano dan Furukawa (1997) melakukan penelitian aliran dua-fase udara dengan air dan larutan gliserol ( $\nu = 0,85 \cdot 10^{-6}$  sampai dengan  $8,6 \cdot 10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s), pada aliran annular di dalam pipa berdiameter dalam 26 mm vertikal. Dari hasil penelitian, disimpulkan bahwa viskositas cairan sangat berpengaruh pada struktur antar muka. Di samping itu, kenaikan viskositas mengakibatkan naiknya faktor gesekan antar muka pada bilangan Reynolds fase gas yang sama. Furukawa dan

Fukano (2001) juga menyatakan bahwa viskositas cairan berpengaruh secara signifikan terhadap struktur film cairan di sekeliling gelembung gas besar pada aliran *slug*. Pada peta pola aliran, peningkatan  $v_L$  mengakibatkan garis transisi dari aliran *bubble* ke aliran *slug* bergeser ke arah wilayah  $j_G$  yang lebih kecil, serta garis transisi dari aliran *froth* ke *froth-annular* dan dari *froth-annular* ke *annular* bergeser ke daerah dengan  $j_G$  yang lebih besar. Mc Neil dan Stuart (2003) menguatkan pendapat Fukano dan Furukawa (1997) dan Furukawa dan Fukano (2001), bahwa faktor gesekan antar muka berbeda signifikan antara cairan dengan viskositas tinggi dan viskositas rendah. Sowinski dan Dziubinski (2007) melaporkan hasil penelitiannya tentang pengaruh viskositas terhadap fraksi hampa aliran dua-fase gas-cairan pada saluran mini sempit. Fluida cair yang digunakan adalah air dan larutan *aqueous saccharose*. Hasil penelitian mereka menunjukkan bahwa kenaikan viskositas cairan menyebabkan menurunnya fraksi hampa gas. Selain itu, naiknya viskositas cairan menyebabkan pertumbuhan kecepatan aliran fase gas rata-rata,  $j_G$ , yang signifikan. Matsubara dan Naito (2011) yang melakukan penelitian menggunakan gas (udara) dan cairan (air dan larutan *polysaccharide*) menjelaskan bahwa jika viskositas cairan lebih besar dari 100 mPa s, viskositas cairan berpengaruh secara signifikan terhadap pola aliran. Zhao dkk. (2013) menyatakan bahwa karakteristik aliran minyak dengan viskositas tinggi dan gas menunjukkan beberapa perbedaan signifikan dibandingkan aliran dengan cairan berviskositas rendah. Pola aliran dibandingkan peta pola aliran dari Beggs dan Brill (1973), dan disimpulkan bahwa model Beggs dan Brill (1973) memberikan prediksi yang dapat diterima jika viskositas cairan antara 1000 cP dan 3500 cP, tetapi menjadi tidak sesuai jika viskositas cairan antara 5000 cP dan 7500 cP.

**Krishnamurthy dan Peles (2009)** melakukan penelitian tentang pengaruh tegangan permukaan pada aliran gas-cairan adiabatik antara pilar-pilar mikro. Pilar-pilar sirkular berdiameter 100  $\mu\text{m}$  disusun secara *staggered*, dengan rasio *pitch*-diameter 1,5. Bilangan Reynolds antara 5 dan 50. Fluida cair berupa air dan etanol. Hasil penelitian dibandingkan antara yang menggunakan cairan berupa air dan cairan berupa etanol. Dari perbandingan tersebut disimpulkan bahwa: peta

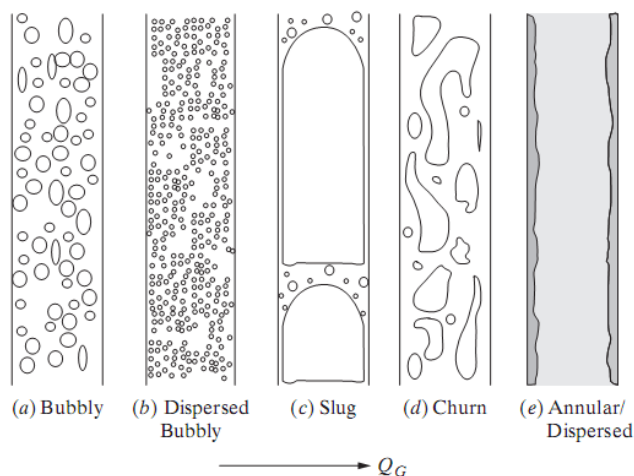
pola aliran mirip, tetapi posisi garis transisi berbeda; fraksi hampa tidak begitu terpengaruh secara signifikan, fraksi hampa lebih sensitif terhadap perubahan massa jenis dan viskositas; karakteristik penurunan tekanan dua-fase terpengaruh secara signifikan dengan menurunnya tegangan permukaan, penurunan tekanan dua-fase untuk air lebih besar dari pada untuk etanol. **Sadatomi dkk. (2010)** melakukan penelitian aliran dua-fase gas-cairan pada pipa horisontal berdiameter 3, 5, dan 9 mm menggunakan empat macam cairan, yaitu: *tap water*, larutan *poly-oxy-ethylene lauryl*, larutan *nonionic-polymer-fluorinate FC4430*, dan *pure hydrofluoroether 7200*, sementara fluida gasnya adalah udara pada kondisi atmosfer. Mereka melaporkan: properti cairan sangat berpengaruh terhadap transisi pola aliran, terutama transisi aliran *bubbly* ke aliran *slug*; properti cairan tidak berpengaruh banyak pada *frictional pressure drop*, tetapi berpengaruh signifikan pada *interfacial friction force* dan fraksi hampa, terutama pada aliran *bubbly* dan *slug* untuk  $j_L=2\text{m/s}$ .

## 4. Landasan Teori

Untuk aliran dua-fase, distribusi masing-masing fase (cair dan gas) pada saluran merupakan hal yang sangat penting. Distribusi masing-masing fase tersebut mempengaruhi struktur aliran, yang sering disebut pola aliran dua-fase yang mempunyai karakteristik khusus. Koefisien perpindahan kalor dan penurunan tekanan berhubungan sangat erat dengan struktur aliran dua-fase lokal dari fluida, dan oleh karenanya, maka prediksi pola aliran dua-fase merupakan aspek penting (Thome-Volverine Tube inc, Engineering Data III).

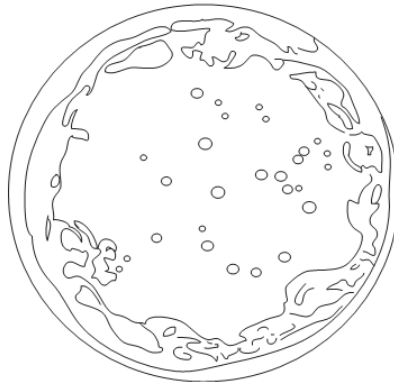
### 4.1. Pola Aliran Dua Fase Adiabatik Vertikal Searah ke Atas pada Pipa Berukuran Besar

Pola aliran utama yang muncul pada aliran dua-fase adiabatik searah ke atas, ditunjukkan pada Gambar 4.1.

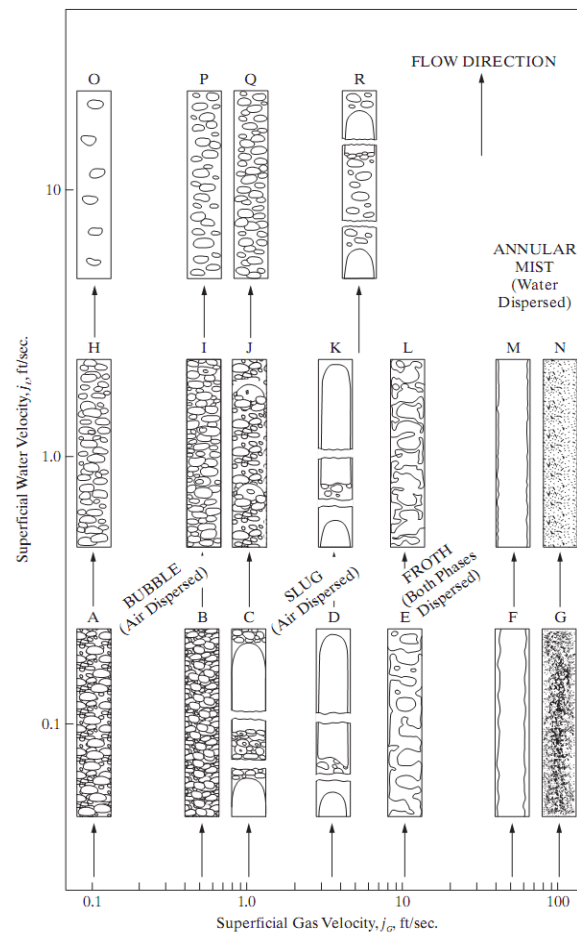


Gambar 4.1. Pola aliran utama pada pipa besar vertikal searah ke atas.

Pada laju aliran gas yang lebih besar, gangguan pada *Taylor bubble* yang besar mengantarkan ke aliran *Churn* atau *Froth* (Gambar 4.1.d) yang di situ terjadi gerakan yang kacau (*chaotic motion*) dari kantong-kantong gas yang berbentuk tak beraturan, dan bentuk antar mukanya sangat sulit dilihat atau dibedakan. Dapat diamati bahwa kedua fase dapat terlihat berdampingan, dan terus menerus berputar serta dapat membentuk aliran balik. Aliran *churn* juga terjadi pada sisi masuk pada saluran vertikal sebelum membentuk aliran *slug*. Ini merupakan interpretasi lain dari aliran *churn* dan merepresentasikan daerah tak beraturan di dekat sisi masuk dari suatu saluran panjang yang membentuk aliran *slug* pada akhirnya. Pada laju aliran gas yang lebih besar, aliran *churn* berubah menjadi aliran *annular-dispersed* atau aliran *annular-mist* (Gambar 4.1.e), dan penampang lintang alirannya ditunjukkan pada Gambar 4.2. Perlu digarisbawahi bahwa pola aliran yang ditunjukkan pada Gambar 4.1 adalah pola aliran mayor dan mudah dibedakan. Dalam suatu eksperimen, transisi dari satu jenis pola aliran mayor ke pola lain tidak pernah tiba-tiba, dan setiap pasang pola aliran mayor dipisahkan oleh satu zona transisi. Gambar 4.3 menunjukkan secara skematis pola-pola aliran dan interval dari kecepatan *phase superficial* untuk aliran udara-air dalam pipa vetikal berdiameter 2,6 cm.



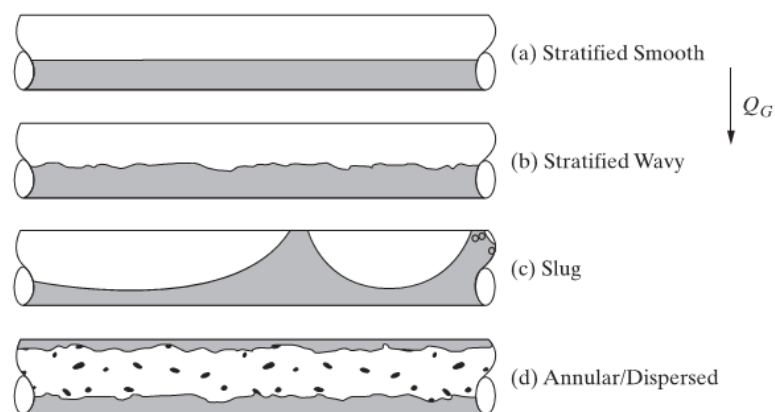
Gambar 4.2. Penampang lintang aliran *annular-dispersed* (Levy, 1999, based on Srivastoa, 1973)



Gambar 4.3. Pola aliran untuk udara-air pada pipa vertikal berdiameter 2,6 cm (Govier and Aziz, 1972)

#### 4.2. Pola Aliran Dua Fase Adiabatik Horizontal Searah pada Pipa Berukuran Besar.

Pola aliran dua-fase searah horizontal pada saluran berukuran besar (konvensional) yang sering ditemukan, ditunjukkan pada Gambar 4.4 dan 4.5.

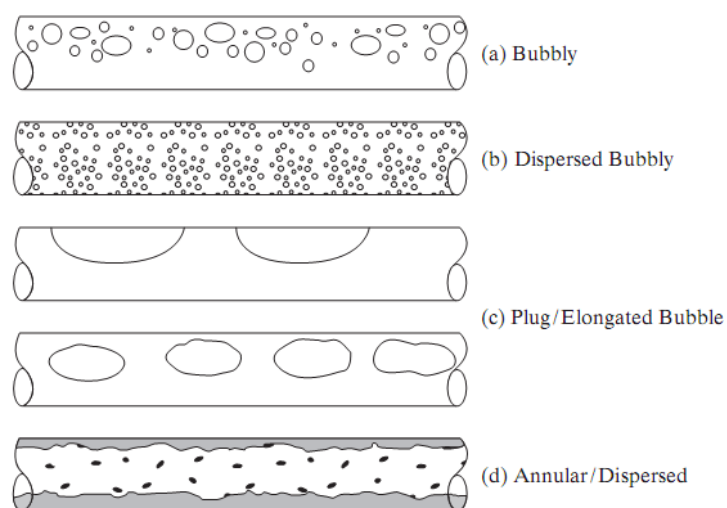


Gambar 4.4. Pola aliran utama pada pipa besar horizontal dengan laju aliran cairan rendah (Ghiasiian, 2008).

Pola aliran *stratified-smooth* terjadi pada laju aliran gas yang kecil dan dicirikan dengan suatu antarfase gas-cairan yang halus (*smooth*). Dengan menaikkan laju aliran gas, didapatkan pola aliran *stratified wavy*, yang di situ interaksi hidrodinamik pada antarfase gas-cairan dalam bentuk gelembung-gelembung beramplitudo besar. Pola aliran *slug* terjadi pada saat laju aliran gas diperbesar lebih lanjut. Jika dibandingkan dengan pola aliran *stratified wavy*, pada pola aliran ini terlihat gelembung-gelembung yang timbul pada permukaan cairan tumbuh cukup besar sampai memenuhi penampang saluran. Pola aliran slug pada saluran horizontal berbeda dengan pola aliran slug pada saluran vertikal. Fase gas tidak lagi berdekatan/berdampian. Cairan dapat berisi *droplets* kecil yang ikut, dan fase gas dapat mengandung *droplets* cairan yang ikut. Pola aliran *annular-dispersed* atau *annular-mist* terbentuk pada laju aliran gas yang lebih besar lagi. Pola aliran ini sama dengan pola aliran

*annular-dispersed* pada pipa vertikal, kecuali bahwa di sini gravitasi menyebabkan film cairan menjadi lebih tebal di dekat dasar (*bottom*).

Pada pola aliran gelembung (*bubbly flow regime*), gelembung-gelembung cenderung berkumpul pada bagian atas dari pipa dikarenakan adanya efek gaya apung. Pola aliran *finely dispersed bubbly* mirip dengan pola aliran *finely dispersed bubbly* pada saluran vertikal. Ini terjadi pada aliran dengan laju aliran cairan yang sangat tinggi. Ini dikarakterisasikan dengan gelembung berbentuk bola yang kecil, terdistribusi hampir merata pada saluran. Pola aliran *plug* atau *elongated bubble* ekuivalen dengan pola aliran *slug* pada saluran vertikal. Pola aliran *annular-dispersed* (*annular-mist*) didapatkan pada laju aliran gas yang sangat besar.



Gambar 4.5. Pola aliran utama pada pipa besar horisonal dengan laju aliran cairan tinggi (Ghiasiaan, 2008).

### 4.3. Peta Pola Aliran pada Pipa Berukuran Besar

Peta pola aliran digambarkan pada bidang (dua dimensi), dengan parameter koordinatnya bervariasi. Peta pola aliran dari Baker (1954) menggunakan parameter seperti pada Gambar 4.6, dengan definisi:

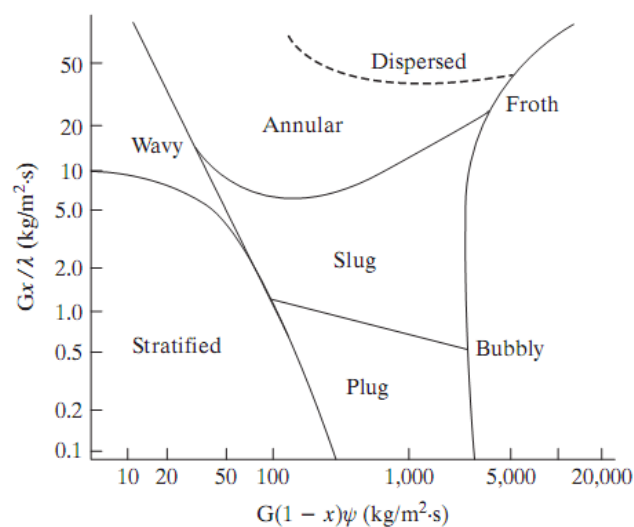
$$\lambda = \left\{ \frac{\rho_G \cdot \rho_L}{\rho_a \cdot \rho_W} \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (4.1)$$

$$\psi = \left( \frac{\sigma_W}{\sigma} \right) \left[ \left( \frac{\mu_L}{\mu_W} \right) \left( \frac{\rho_W}{\rho_L} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4.2)$$

Hewitt dan Robert (1969) menggambarkan peta pola aliran dengan parameter koordinat:

$$\rho_G J_G^2 = \frac{(G_x)^2}{\rho_G} \quad (4.3)$$

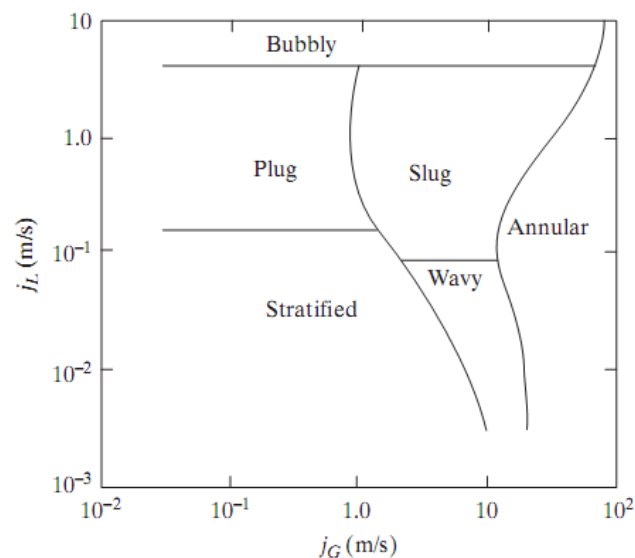
$$\rho_G J_L^2 = \frac{[G(1-x)]^2}{\rho_L} \quad (4.4)$$



Gambar 4.6. Peta pola aliran dari Baker (1954) untuk aliran searah pada pipa horisontal.

Contoh lain, Mandhane dkk (1974) menggunakan kecepatan superfisial masing-masing fase sebagai parameter masing-masing koordinatnya (Gambar 4.7).



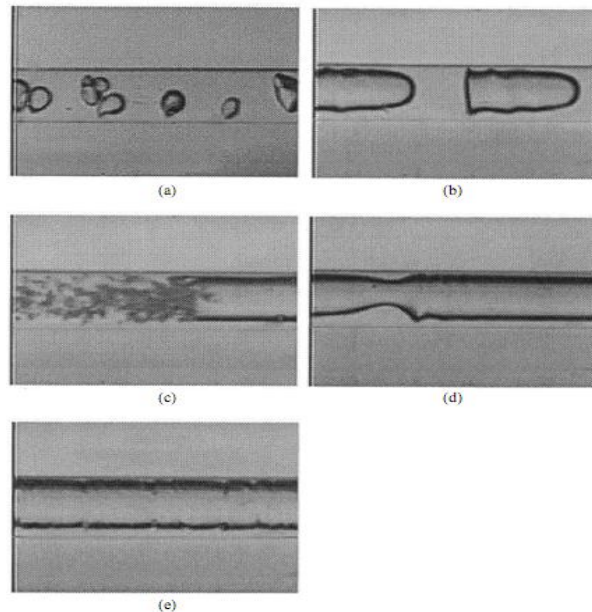


Gambar 4.7. Peta pola aliran dari Mandhane (1974) untuk aliran searah dalam pipa horisontal

#### 4.4. Pola Aliran dan Peta Pola Aliran Dua-Fase pada Saluran Berukuran Kecil.

Aliran dua-fase pada saluran mini dan mikro meliputi area yang dinamis dan berkembang pesat. Beberapa sifat (*attributes*) dari aliran dua-fase pada saluran mini dan mikro tidak seluruhnya diketahui, dan terdapat inkonsistensi di antara observasi eksperimental, interpretasi fenomenologikal, dan model-model teoritikal (Ghiaasiaan, 2008). Beberapa publikasi yang berkaitan pola aliran dan peta pola aliran telah ditunjukkan pada Tabel 2.1. di depan. Identifikasi pola aliran dilakukan terutama dengan metode fotografis, dan karena subyektivitas dari metode ini maka terdapat ketidaksesuaian (*disagreement*) terhadap pola aliran utama (*major flow regimes*). Namun demikian dari hasil eksperimen terlihat bahwa semua pola aliran utama (*bubbly*, *slug*, *churn*, *annular*, dan sebagainya) dapat terjadi pada saluran mini, kecuali aliran *stratified* yang tidak terjadi jika diameter hidraulik  $D_H \leq 1$  mm dengan pasangan fluida udara-air. Pola aliran dan interval parameternya juga mirip antara saluran-saluran vertikal dan horisontal dengan diameter  $\leq 1$  mm, serta tidak sensitif terhadap orientasinya. Pola aliran yang umum terpantau pada saluran mini adalah seperti yang ditunjukkan pada

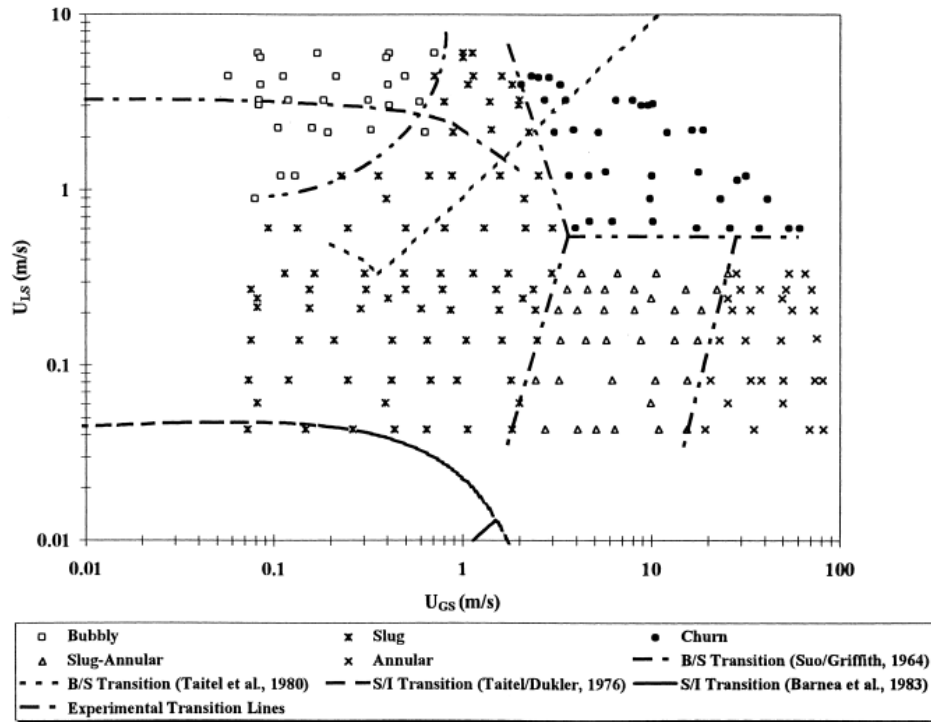
Gambar 4.8 menggunakan fotografi dari Triplett et al. (1999a). Pola aliran utama sangat sesuai dengan penelitian-penelitian yang lain, termasuk Chung dan Kawaji (2004), yaitu untuk seksi uji berdiameter 250 – 526  $\mu\text{m}$ , walaupun beberapa pola aliran diberi nama berbeda dengan peneliti lain.



Gambar 4.8. Foto dari pola aliran pada seksi uji berdiameter 1,097 mm dari Triplett dkk.[3]

- (a) *Bubbly* ( $J_G=0,083$  m/s;  $J_L=3,021$  m/s), (b) *Slug* ( $J_G=0,498$  m/s;  $J_L=0,608$  m/s),  
 (c) *Churn* ( $J_G=6,183$  m/s;  $J_L=0,661$  m/s), (d) *Slug-annular* ( $J_G=6,163$  m/s;  
 $J_L=0,082$  m/s), (e) *Annular* ( $J_G=73,30$  m/s;  $J_L=0,082$  m/s).

Peta pola aliran digambarkan pada koordinat dengan parameter kecepatan superfisial masing-masing fase, dan biasanya dibandingkan dengan peta pola aliran dari peneliti lain, terutama posisi garis transisinya, sebagai contoh Gambar 4.9.



Gambar 4.9. Peta pola aliran dari Triplett (1999) untuk aliran searah dalam pipa berdiameter dalam 1,09 mm.

#### 4.5. Penurunan Tekanan pada Aliran Dua-Fase

Untuk konfigurasi aliran seperti gambar 4.10, persamaan penurunan tekanan dua-fase pada rata-rata penampang lintangnya dapat dituliskan:

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right) = \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{ta} + \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{sa} + \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_g + \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} \quad (4.5)$$

dengan:

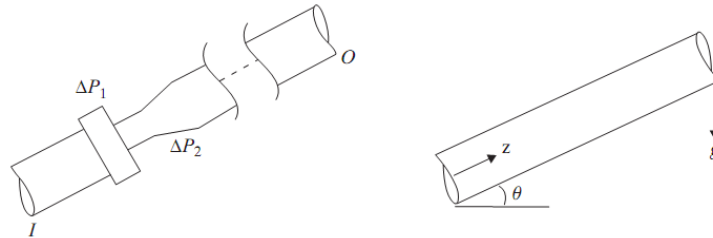
$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right) = \text{channel total pressure gradient}$$

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{ta} = \frac{\partial G}{\partial t} = \text{temporal mixture acceleration}$$

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{sa} = \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} \left( A \frac{G^2}{\rho} \right) = \text{spatial mixture acceleration}$$

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_g = \rho g \sin \theta = \text{hydraulic pressure gradient}$$

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} = \tau_w P_f / A = \text{frictional pressure gradient}$$



Gambar 4.10. Skema saluran dan sistem aliran satu-dimensi.

Jika pada saluran terdapat perubahan luas penampang aliran, peralatan-peralatan kontrol (misalnya: katup, orifis, belokan, dll)

$$P_i - P_o = \int_{P_i}^{P_o} \left\{ \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{ta} + \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{sa} + \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_g + \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} \right\} dz + \sum_{i=1}^N \Delta P_i \quad (4.6)$$

dengan  $\Delta P_i$  ( $\Delta P_1, \Delta P_2, \dots, \Delta P_N$ ) adalah penurunan tekanan total karena gangguan aliran  $i$ , dan  $N$  adalah jumlah gangguan aliran.

### Penurunan Tekanan Dua-Fase Pada Aliran Homogen dan Konsep Pengali Dua-Fase

Pada model campuran homogen, kedua fase diasumsikan tetap tercampur merata dan bergerak dengan kecepatan yang sama di semua titik. Metode yang sederhana untuk menghitung penurunan tekanan dua-fase campuran homogen adalah dengan meng-analogi-kan dengan aliran satu-fase. Untuk aliran satu-fase turbulen,

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} = 4f \frac{1}{D_H} \frac{G^2}{2\rho} \quad (4.7)$$

Dengan menggunakan korelasi Blasius untuk faktor gesekan

$$f = 0,079 \text{Re}^{-0,25} \quad \text{dan} \quad \text{Re} = GD/\mu$$

Serupa dengan persamaan (4.7), penurunan tekanan pada aliran dua-fase homogen dapat dituliskan:

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} = 4f_{TP} \frac{1}{D_H} \frac{G^2}{2\rho_{TP}} \quad (4.8)$$

$$f_{TP} = 0.079 \text{Re}_{TP}^{-0.25} \quad (4.9)$$

$$\rho_{TP} = \rho_h = \left(\frac{x}{\rho_G} + \frac{1-x}{\rho_L}\right)^{-1} \quad (4.10)$$

$$\text{Re}_{TP} = \frac{GD_H}{\mu_{TP}} \quad (4.11a)$$

Semua parameter dengan subskrip TP mewakili aliran dua-fase.

Viskositas untuk campuran dua-fase gas-cairan homogen ditentukan dengan korelasi dari Mc Adam dkk. (1942):

$$\mu_{TP} = \left(\frac{x}{\mu_G} + \frac{1-x}{\mu_L}\right)^{-1} \quad (4.11b)$$

Substitusi persamaan (4.9) dan (4.10) ke dalam persamaan (4.8) menghasilkan metode perhitungan penurunan tekanan, hasilnya dapat dinyatakan dalam empat bentuk berbeda tetapi ekuivalen, yaitu:

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} = \Phi_{L0}^2 \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr,L0} \quad (4.12a)$$

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} = \Phi_{G0}^2 \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr,G0} \quad (4.12b)$$

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} = \Phi_L^2 \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr,L} \quad (4.12c)$$

$$\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr} = \Phi_G^2 \left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr,G} \quad (4.12d)$$

Ruas kanan dari persamaan gradien tekanan di atas berbasis aliran satu-fase. Suku dengan subskrip-subskrip L0 dan G0 berhubungan dengan gradien tekanan karena gesekan jika semua campuran adalah cairan dan gas, berturut-turut, suku dengan subskrip L adalah gradien tekanan karena gesekan jika aliran hanya berupa cairan murni pada fluks massa aliran  $G(1-x)$  dalam saluran, dan subskrip G menunjukkan gradien tekanan karena gesekan jika aliran hanya berupa gas murni

pada fluks massa aliran  $G \cdot x$ . Parameter-parameter  $\Phi_{L0}^2$ ,  $\Phi_{G0}^2$ ,  $\Phi_L^2$ , dan  $\Phi_G^2$  adalah **pengali dua-fase (*two-phase multiplier*)**. Sebagai contoh, jika persamaan (4.12.a) digunakan, didapatkan:

$$\begin{aligned} \left( -\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{fr,L0} &= f_{L0} 4 \frac{1}{D_H} \frac{G^2}{2\rho_L}, \\ f_{L0} &= 0.079 \left( \frac{GD_H}{\mu_L} \right)^{-0.25}, \\ \Phi_{L0}^2 &= \left[ 1 + x \frac{\mu_L - \mu_G}{\mu_G} \right]^{-\frac{1}{4}} [1 + x(\rho_L/\rho_G - 1)] \end{aligned} \quad (4.13)$$

Jika persamaan (4.12.d) digunakan, didapatkan:

$$\begin{aligned} \left( -\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{fr,G} &= 4 f_G \frac{1}{D_H} \frac{(Gx)^2}{2\rho_G}, \\ f_G &= 0.079 (Gx D_H / \mu_G)^{-0.25}, \\ \Phi_G^2 &= \left[ 1 + \frac{\rho_G}{\rho_L} (1-x) \right] x^{-\frac{7}{4}} \left[ x + \frac{\mu_G}{\mu_L} (1-x) \right]^{-\frac{1}{4}} \end{aligned} \quad (4.14)$$

Juga dapat dengan mudah ditunjukkan bahwa:

$$\Phi_{G0}^2 = \left[ x + \frac{\rho_G}{\rho_L} (1-x) \right] \left[ x + \frac{\mu_G}{\mu_L} (1-x) \right]^{-\frac{1}{4}} \quad (4.15)$$

dan

$$\Phi_L^2 = \Phi_{L0}^2 (1-x)^{-7/4} \quad (4.16)$$

Disamping korelasi Mc Adam, persamaan (4.11), korelasi lainnya yang diusulkan untuk viskositas dua-fase homogen, antara lain:

$$\mu_{TP} = x\mu_G + (1-x)\mu_L \quad (\text{Cicchitti dkk., 1960}) \quad (4.17)$$

$$\mu_{TP} = \beta\mu_G + (1-\beta)\mu_L \quad (\text{Dukler dkk., 1964}) \quad (4.18)$$

dimana  $\beta = j_G/j$  adalah kualitas volumetrik (*volumetric quality*), dan  $j$  adalah kecepatan fluida campuran.

### **Metode Penentuan Penurunan Tekanan Karena Gesekan pada Aliran Dua-Fase Secara Empiris**

Model campuran homogen akan tepat jika pola aliran dua-fase menunjukkan konfigurasi campuran merata (misalnya *dispersed bubbly*). Model tersebut juga cocok untuk pola aliran dua-fase campuran sempurna pada saluran-saluran mini. Namun demikian, secara umum berbeda dengan data empiris. Untuk pola aliran seperti *annular*, *slug*, dan aliran *stratified*, beberapa model telah didapatkan, tetapi model yang tersedia adalah *developmental*, dan sulit digunakan karena ketidakpastian (*uncertainties*) pada transisi pola aliran. Oleh karena itu korelasi empiris masih merupakan metode yang paling banyak penggunaannya. Korelasi empiris yang paling banyak penggunaannya adalah konsep pengali aliran dua-fase dan dapat digunakan pada semua pola aliran (termasuk efek transisi pola aliran). Konsep ini pertama kali diusulkan oleh Lockhart dan Martinelli (1949) berdasarkan model aliran terpisah sederhana. Secara umum, konsep tersebut menunjukkan bahwa:

$$\Phi^2 = f(G, x, \text{fluid properties}) \quad (4.19)$$

Diasumsikan bahwa pengali dua-fase merupakan fungsi dari **Parameter Martinelli** atau **Faktor Martinelli**, yang dinyatakan dengan:

$$X^2 = \frac{\Phi_G^2}{\Phi_L^2} = \frac{\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr,L}}{\left(-\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{fr,G}} \quad (4.20)$$

Pola-pola aliran satu-fase tergantung pada  $Re_G = Gx D_H / \mu_G$  dan  $Re_L = G(1-x) D_H / \mu_G$ , dan ke-empat kombinasi dapat terjadi. Jika ke-dua bilangan Reynolds menunjukkan aliran turbulen (aliran turbulen-turbulen), dapat digunakan korelasi Blasius untuk faktor gesekan satu fase ( $f = 0,079 Re^{-0,25}$ ), dan parameter Martinellinya dinyatakan dengan:

$$X_{tt}^2 = \left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0,25} \left(\frac{1-x}{x}\right)^{1,75} \frac{\rho_G}{\rho_L} \quad (4.21)$$

Untuk kasus aliran dua-fase, pendidihan, dan kondensasi, bentuk pendekatan berikut sering digunakan:

$$X_{tt} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0,1} \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0,9} \quad (4.22)$$

Korelasi yang diusulkan berdasarkan parameter Lockhart-martinelli yang digunakan secara luas adalah korelasi Chisholm dan Laird, 1958, dan Chisholm, 1967:

$$\Phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad (4.23)$$

$$\Phi_G^2 = 1 + CX + X^2 \quad (4.24)$$

The values of coefficient  $C$  are (Chisholm, 1967) as follows:

Liquid	Gas	$C$
Turbulent	Turbulent	20
Viscous	Turbulent	12
Turbulent	Viscous	10
Viscous	Viscous	5

#### 4.6. Bilangan Tak Berdimensi

Bilangan tak berdimensi yang kemungkinan berpengaruh pada parameter dasar aliran dua-fasa, antara lain adalah: Bilangan Reynolds, Bilangan Weber, Bilangan Kapiler, dan Bilangan Ohnesorge.

##### 4.6.1. Bilangan Reynolds (Re)

Bilangan Reynolds adalah rasio antara gaya inersia terhadap gaya viskos.

$$Re = \frac{\rho v L}{\mu} = \frac{v L}{\nu}$$

dengan

$\rho$  : massa jenis fluida

$v$  : kecepatan rata-rata

$L$  : dimensi linier karakteristik (misalnya diameter, atau diameter hidrolik)

$\mu$  : viskositas dinamik atau viskositas absolut

$\nu$  : viskositas kinematik

Pada aliran satu fase, bilangan Reynolds digunakan untuk mengetahui apakah aliran laminar atau turbulen. Selain itu juga dapat digunakan untuk mendapatkan keserupaan dinamik pada analisis dimensional.



#### 4.6.2. Bilangan Weber (We)

Bilangan Weber adalah rasio antara gaya inersia terhadap tegangan permukaan dari fluida.

$$We = \frac{\rho v^2 l}{\sigma}$$

dengan  $\rho$  : massa jenis fluida, (kg/m<sup>3</sup>)

$v$  : kecepatan rata-rata, (m/s)

$l$  : panjang karakteristik, (m)

$\sigma$  : tegangan permukaan (N/m)

Bilangan Weber adalah bilangan tak berdimensi dalam mekanika fluida yang berguna dalam menganalisis aliran fluida yang ada antar muka antara dua atau lebih fluida yang berbeda (*multiphase flow*)

#### 4.6.3. Bilangan Kapiler (Ca)

Dalam dinamika fluida, bilangan Kapiler merupakan rasio antara gaya viskos terhadap tegangan permukaan yang terjadi pada antar muka antara cairan dan gas, atau antara dua *immiscible liquids*. Sebagai contoh, suatu gelembung udara di dalam aliran cairan cenderung berubah bentuk karena gesekan dari aliran cairan karena efek viskositas, tetapi gaya-gaya akibat tegangan permukaan cenderung meminimalisasir.

$$Ca = \frac{\mu V}{\sigma}$$

dengan  $\mu$  : viskositas dinamik cairan

$V$  : kecepatan karakteristik

$\sigma$  : tegangan permukaan atau tegangan antar muka antara dua fluida

#### 4.6.4. Bilangan Ohnesorge (Oh)

Bilangan Ohnesorge adalah bilangan tak berdimensi yang menghubungkan gaya viskos dengan gaya inersia dan gaya karena tegangan permukaan.

$$Oh = \frac{\mu}{\sqrt{\rho\sigma L}} = \frac{\sqrt{W_e}}{Re} \sim \frac{\text{viscous forces}}{\sqrt{\text{inertia} \cdot \text{surface tension}}}$$

dengan:

$\mu$  : viskositas cairan

$\rho$  : massa jenis cairan

$\sigma$  : tegangan permukaan

$L$  : panjang karakteristik (biasanya diameter)

$Re$  : bilangan Reynolds

$We$  : bilangan Weber

Bilangan Ohnesorge yang lebih besar menunjukkan pengaruh dari viskositas yang lebih besar. Bilangan ini sering digunakan untuk menghubungkan dinamika fluida permukaan, seperti pancaran cairan dalam gas dan pada teknologi *spray*. Bilangan Ohnesorge juga mempunyai hubungan terbalik dengan bilangan Laplace.

$$Oh = \frac{1}{\sqrt{La}}$$

## 5. Hipotesis

Berdasarkan tinjauan pustaka dan landasan teori di atas, dapat dinyatakan hipotesis sebagai berikut:

1. Semua pola aliran utama (*major regims*) akan didapatkan, kecuali pola aliran *stratified*. Hal ini didasarkan pada fakta bahwa gaya akibat tegangan permukaan lebih dominan dibandingkan dengan gaya akibat gravitasi, sehingga kedua fase akan sangat sulit untuk terpisah secara tegas.

2. *Pressure drop* pada saluran kecil (mini) akan jauh lebih besar dibandingkan dengan *pressure drop* pada saluran besar (*conventional channel*) pada kondisi aliran ( $j_G$  dan  $j_L$ ) yang sama.

## 6. Cara Penelitian

### 6.1. Bahan dan Materi Penelitian

Bahan penelitian berupa fluida gas dan cair. Untuk fluida gas digunakan udara dengan kelembaban rendah, yang didapatkan dari kompresor udara berkapasitas kecil dan dilengkapi dengan *dryer* dan *water trap*, sedangkan untuk fluida cair digunakan campuran antara air (akuades atau *destiled water*) dengan gliserin dengan berbagai konsentrasi, yaitu 0%, 20%, dan 40% yang diinjeksikan ke dalam sistem dengan bantuan bejana bertekanan. Properti dari air yang digunakan pada temperatur 25°C adalah:

$$\text{Massa jenis} \quad (\rho) = 997,1 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas} \quad (\mu) = 0,894 \cdot 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$$

$$\text{Viskositas kinematik} \quad (\nu) = 0,897 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{Tegangan permukaan} \quad (\sigma) = 7,26 \cdot 10^{-2} \text{ N/m}$$

Properti dari gliserin dan campurannya adalah seperti tabel 6.1. berikut:

Tabel 6.1. Viskositas dari campuran air dan gliserin (*Centipoises*)

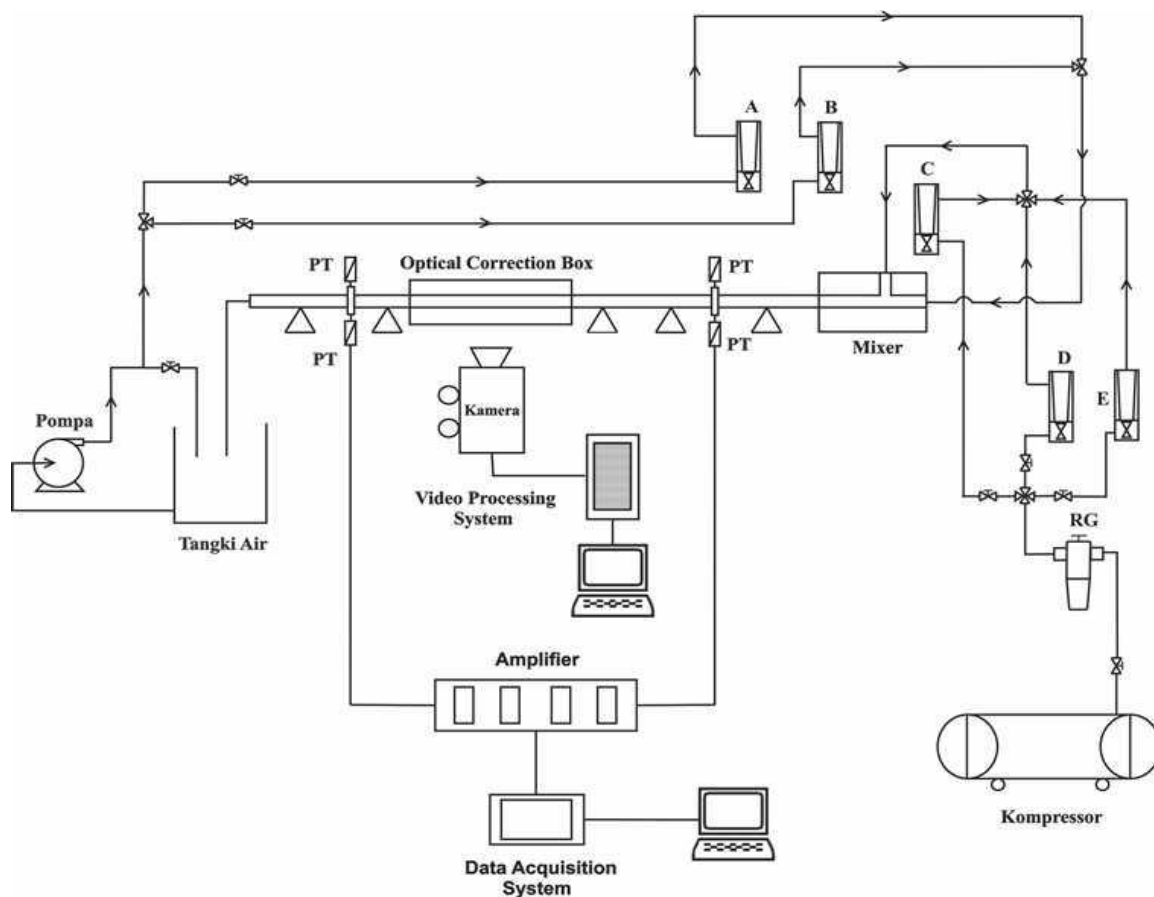
Glyc. % Wt. %	Temperature (°C)										
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
0*	1.792	1.308	1.005	0.8007	0.6560	0.5494	0.4688	0.4061	0.3565	0.3165	0.2838
10	2.44	1.74	1.31	1.03	0.826	0.680	0.575	0.500	—	—	—
20	3.44	2.41	1.76	1.35	1.07	0.879	0.731	0.635	—	—	—
30	5.14	3.49	2.50	1.87	1.46	1.16	0.956	0.816	0.690	—	—
40	8.25	5.37	3.72	2.72	2.07	1.62	1.30	1.09	0.918	0.763	0.668
50	14.6	9.01	6.00	4.21	3.10	2.37	1.86	1.53	1.25	1.05	0.910
60	29.9	17.4	10.8	7.19	5.08	3.76	2.85	2.29	1.84	1.52	1.28
65	45.7	25.3	15.2	9.85	6.80	4.89	3.66	2.91	2.28	1.86	1.55
67	55.5	29.9	17.7	11.3	7.73	5.50	4.09	3.23	2.50	2.03	1.68
70	76	38.8	22.5	14.1	9.40	6.61	4.86	3.78	2.90	2.34	1.93
75	132	65.2	35.5	21.2	13.6	9.25	6.61	5.01	3.80	3.00	2.43
80	255	116	60.1	33.9	20.8	13.6	9.42	6.94	5.13	4.03	3.18
85	540	223	109	58	33.5	21.2	14.2	10.0	7.28	5.52	4.24
90	1310	498	219	109	60.0	35.5	22.5	15.5	11.0	7.93	6.00
91	1590	592	259	127	68.1	39.8	25.1	17.1	11.9	8.62	6.40
92	1950	729	310	147	78.3	44.8	28.0	19.0	13.1	9.46	6.82
93	2400	860	367	172	89	51.5	31.6	21.2	14.4	10.3	7.54
94	2930	1040	437	202	105	58.4	35.4	23.6	15.8	11.2	8.19
95	3690	1270	523	237	121	67.0	39.9	26.4	17.5	12.4	9.08
96	4600	1580	624	281	142	77.8	45.4	29.7	19.6	13.6	10.1
97	5770	1950	765	340	166	88.9	51.9	33.6	21.9	15.1	10.9
98	7370	2460	939	409	196	104	59.8	38.5	24.8	17.0	12.2
99	9420	3090	1150	500	235	122	69.1	43.6	27.8	19.0	13.3
100	12070	3900	1410	612	284	142	81.3	50.6	31.9	21.3	14.8

\* Viscosity of water taken from "Properties of Ordinary Water-Substance," N. E. Dorsey, p. 184. New York (1940)

## 6.2. Alat yang Dipakai

Instalasi peralatan penelitian ditunjukkan pada Gambar 6.1, yang terdiri dari komponen utama: kompresor udara, tangki air, pompa air, bejana bertekanan, *mixer*, konektor, *test section*, dan *separator*. Di samping itu, instalasi juga dilengkapi dengan peralatan-peralatan pendukung, antara lain: kamera, *optical correction box*, *amplifier*, *data acquisition system*, *video processing system*, dan komputer. Alat-alat ukur yang digunakan adalah: *pressure transducer*, *pressure indicator*, *temperature indicator*, *thermocouple*, *flow meter* udara, *flow meter* air, dan lain-lain. *Test section* adalah pipa transparan berpenampang lingkaran terbuat dari bahan *glass*. Pipa yang digunakan berdiameter 1,6 mm dengan panjang 400 mm (jarak antara sisi masuk dan sisi keluar). *Test section* dipasang horisontal dan pada ujung-ujungnya dihubungkan dengan konektor. *Pressure transducer* yang dipasang pada sisi masuk dan sisi keluar *test section* digunakan untuk mengukur tekanan pada masing-masing titik tersebut. Penurunan tekanan (*pressure drop*) aliran selama melewati pipa berukuran mini, adalah selisih dari kedua tekanan tersebut. *Thermocouple* digunakan untuk mengukur temperature fluida di depan

pipa. Debit aliran fluida cair diukur dengan *flow meter* cairan. Di sini digunakan 2 buah *flow meter* cairan dengan kapasitas yang berbeda (0 – 50 mL/mnt dan 0 – 500 mL/mnt). Aliran fluida gas diukur dengan 3 buah *flow meter* gas yang berbeda kapasitasnya (0 – 0,8 L/mnt, 0 – 3 L/mnt, dan 0 – 10 L/mnt).

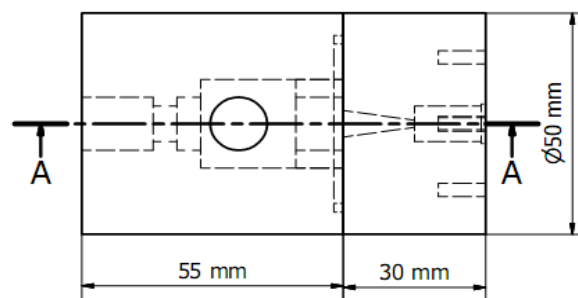
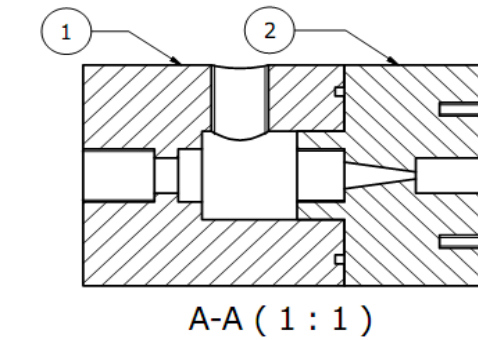


**Keterangan:**

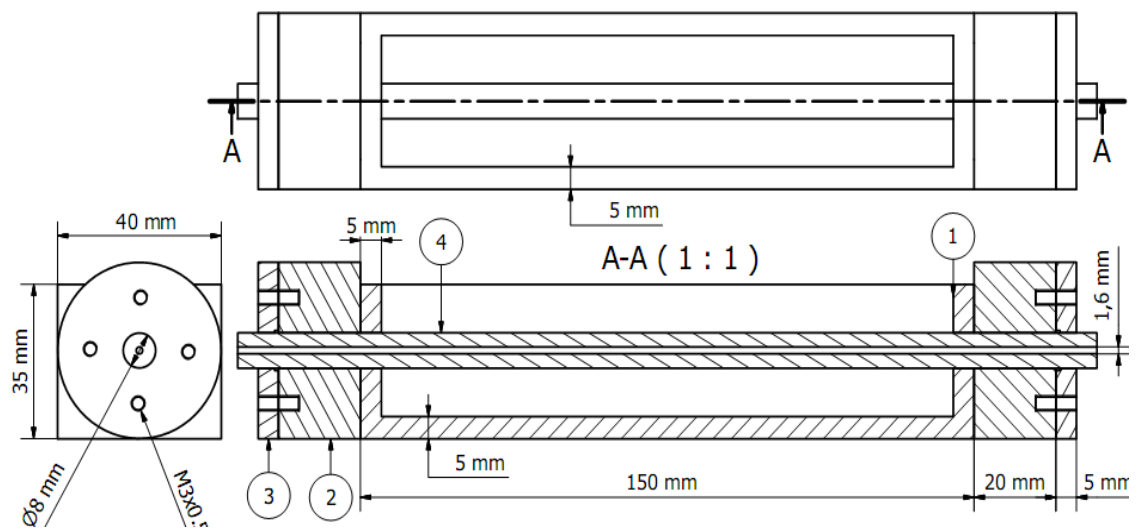
- A : Flowmeter Air (0 - 50 mL/m)
- B : Flowmeter Air (0 - 500 mL/m)
- C : Flowmeter Udara (0 - 0.8 Lpm)
- D : Flowmeter Udara (0 - 3 Lpm)
- E : Flowmeter Udara (0 - 10 Lpm)
- RG : Regulator
- PT : Pressure Transducer

Gambar 6.1. Instalasi peralatan penelitian

Semua signal analog untuk tekanan dan temperatur dibaca oleh sistem data akuisisi dengan 500 sampel per detik.



Gambar 6.2. *Mixing system*



Gambar 6.3. *Test section* (pipa berdiameter dalam 1,6 mm) dan *optical correction box*

Untuk mendapatkan visualisasi dari pola aliran dua fase pada pipa mini dan mikro tanpa distorsi, digunakan *optical correction box* yang dapat meminimalkan *beam steering effect* dari dinding melengkung dan perbedaan

indeks bias antara fluida dan material dinding pipa. Distorsi secara optik merupakan problem yang serius untuk visualisasi aliran pada pipa berukuran mini dan mikro karena kecilnya radius dari lengkungan dinding. Dalam mengidentifikasi pola aliran juga perlu melihatnya pada bagian yang relatif panjang, di sini digunakan  $L/D = 15$ , sehingga variasi aksial dari konfigurasi antar muka dapat ditentukan.

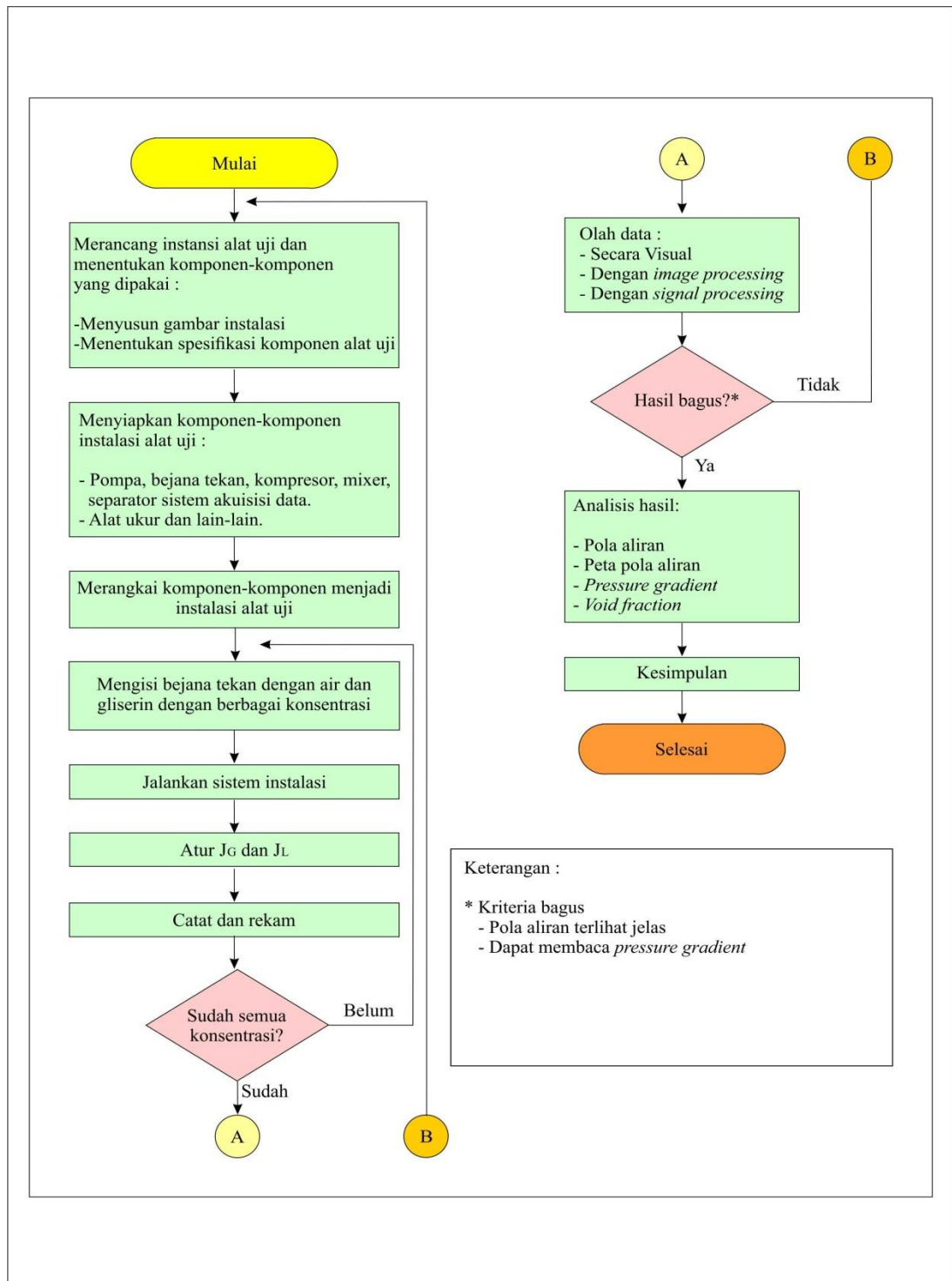
### **6.3. Jalannya Penelitian**

#### **6.3.1. Kalibrasi Alat Ukur**

- a. *Pressure transducer* dikalibrasi menggunakan manometer vertikal (manometer kolom air) pada kondisi statis. Tegangan keluaran *pressure transducer* dikonversi ke tekanan yang terukur pada manometer vertikal.
- b. *Termocouple* dikalibrasi terhadap termometer standar pada temperatur (5 – 80)°C, dengan menggunakan es untuk temperatur rendah dan air yang dipanaskan untuk temperatur tinggi. Pengukuran dengan termokopel dan termometer standar ditabelkan dan dibuat grafik, serta selanjutnya dibuat korelasi antara keduanya, sehingga didapatkan persamaan kalibrasi untuk temperatur.

#### **6.3.2. Diagram alir penelitian**

Penelitian akan dilakukan dengan urutan seperti ditunjukkan pada diagram alir pada Gambar 6.4.



Gambar 6.4. Diagram alir penelitian



Tabel 6.2. Matriks pengambilan data penelitian

		JL (m/s)																		
		jl.1	jl.2	jl.3	jl.4	jl.5	jl.6	jl.7	jl.8	jl.9	jl.10	jl.11	jl.12	jl.13	jl.14	jl.15	jl.16	jl.17	jl.18	jl.19
		0.0224	0.2455	0.4686	0.6909	0.9139	1.1370	1.3601	1.5824	1.8055	2.0286	2.2517	2.4740	2.6971	2.9201	3.1432	3.4003	3.6492	3.8980	4.1468
jG 1	0.8294	1	17	33	49	65	81	97	113	129	145	161	177	193	209	225	241	257	273	289
jG 2	4.7066	2	18	34	50	66	82	98	114	130	146	162	178	194	210	226	242	258	274	290
jG 3	9.3775	3	19	35	51	67	83	99	115	131	147	163	179	195	211	227	243	259	275	291
jG 4	14.0476	4	20	36	52	68	84	100	116	132	148	164	180	196	212	228	244	260	276	292
jG 5	18.7177	5	21	37	53	69	85	101	117	133	149	165	181	197	213	229	245	261	277	293
jG 6	23.3886	6	22	38	54	70	86	102	118	134	150	166	182	198	214	230	246	262	278	294
jG 7	28.0587	7	23	39	55	71	87	103	119	135	151	167	183	199	215	231	247	263	279	295
jG 8	32.7287	8	24	40	56	72	88	104	120	136	152	168	184	200	216	232	248	264	280	296
jG 9	37.3996	9	25	41	57	73	89	105	121	137	153	169	185	201	217	233	249	265	281	297
jG 10	42.0697	10	26	42	58	74	90	106	122	138	154	170	186	202	218	234	250	266	282	298
jG 11	46.7398	11	27	43	59	75	91	107	123	139	155	171	187	203	219	235	251	267	283	299
jG 12	51.4107	12	28	44	60	76	92	108	124	140	156	172	188	204	220	236	252	268	284	300
jG 13	56.0808	13	29	45	61	77	93	109	125	141	157	173	189	205	221	237	253	269	285	301
jG 14	60.7509	14	30	46	62	78	94	110	126	142	158	174	190	206	222	238	254	270	286	302
jG 15	65.4218	15	31	47	63	79	95	111	127	143	159	175	191	207	223	239	255	271	287	303
jG 16	70.0988	16	32	48	64	80	96	112	128	144	160	176	192	208	224	240	256	272	288	304

jG (m/s)

### 6.3.3. Prosedur Pengambilan Data

Pengambilan data dilakukan dengan prosedur sebagai berikut:

1. Pipa berukuran mini dipasang pada instalasi sebagai *test section*.
2. Tangki air diisi dengan *akuades* atau campuran *akuades* dan gliserin dengan konsentrasi tertentu. Dimulai dengan *akuades* tanpa campuran gliserin. Pada waktu pengisian harus dilakukan penyaringan supaya tidak ada partikel padat yang ikut dalam fluida kerja dan akan mengacaukan *properties* dari fluida.
3. Mengisi bejana tekan dengan cairan dari tangki sampai sekitar setengah (sekitar 15 liter) dan ditambah dengan udara dari kompresor, hingga tekanan di dalam bejana tekan mencapai sekitar 5 bar gage.
4. Menutup katup udara menuju *mixer*
5. Pada setiap langkah pengambilan data, temperatur air dan temperatur udara harus selalu diukur. Hal ini untuk menentukan massa jenis dan viskositas kedua fluida kerja tersebut.
6. Membuka perlahan-lahan katup cairan sedemikian rupa sehingga cairan mengalir melintasi pipa seksi uji dengan debit  $Q_L$  dan kecepatan superfisial cairan ( $j_L$ ) tertentu yang cukup kecil.
7. Katup udara dibuka perlahan-lahan untuk mendapatkan debit  $Q_G$  dan kecepatan superfisial gas  $j_G$ .
8. Mengatur pasangan kecepatan superfisial gas ( $j_{G1}$ ) dan kecepatan superfisial cairan ( $j_{L1}$ ).
9. Semua data dicatat dan/atau direkam
10. Langkah 8 dan 9 diulang berkali kali dengan mempertahankan  $j_L$  dan menaikkan  $j_G$ .
11. Langkah 8, 9, dan 10 diulang-ulang untuk harga  $j_L$  yang lain (berangsur-angsur membesar) sampai selesai (sesuai matriks penelitian)
12. Langkah 1 sampai 11 diulang untuk cairan dengan konsentrasi gliserin 20% dan 40%.

Pada waktu pengambilan data, harus dikondisikan sedemikian rupa sehingga timbulnya “*noise*” dapat diminimalisir. Hal ini dilakukan dengan:

- a. Tidak boleh ada getaran yang ditimbulkan oleh peralatan-peralatan lain atau kegiatan, misalnya: kompresor, kipas angin, renovasi bangunan, dan sebagainya.
- b. Diusahakan untuk tidak menggunakan catu daya AC

#### **6.4. Variabel**

Pada penelitian ini ada tiga (3) variabel bebas (*independent variable*), yaitu: viskositas cairan ( $\mu_L$ ), kecepatan superfisial gas ( $j_G$ ), dan kecepatan superfisial cairan ( $j_L$ ), sehingga akan dilakukan 3 kali iterasi (*loop*). Dari ketiga variabel bebas tersebut akan dikaitkan dengan beberapa variabel tidak bebas, antara lain: pola aliran, penurunan tekanan, dan fraksi hampa beserta atributnya (standar deviasi, *skewness*, dan *curtosis*).

#### **6.5. Pengolahan Data Dan Analisa Hasil**

##### **6.5.1. Visual**

Gambar yang didapatkan dari kamera berkecepatan tinggi, baik berupa video, *multi flash*, maupun *single flash*, diolah secara visual untuk mendapatkan tipe pola aliran dengan cara membandingkannya dengan pola aliran utama (*major regimn*). Setiap pasangan  $j_G$  dan  $j_L$  akan didapatkan satu pola aliran tertentu. Dari pola-pola yang didapatkan, kemudian diplotkan dalam bentuk peta pola aliran pada koordinat  $j_G$  dan  $j_L$ .

##### **6.5.2. Image processing**

Hasil perekaman *high speed video camera* yang berupa file berekstensi *mov*, diubah menjadi file berekstensi *avi* dengan program *video converter*, kemudian file tersebut diolah dengan menggunakan program matlab untuk mendapatkan data kualitatif dari aliran. Adapun pengolahan data visual (*image*

*processing*) secara garis besar meliputi: (1). Pemuatan data visual (*image*), yaitu hasil rekaman video dimuat ke dalam gambar *per frame* dengan format RGB 6 *bits*. (2). Konversi *image* dari RGB ke *grayscale*, yaitu masing-masing frame dikonversi dari RGB ke mode *grayscale* (256 *grey levels*) dengan range dari 0 (hitam) sampai dengan 255 (putih). (3). Peningkatan kontras *image*, yaitu pengurangan gambar dari *background* akan meningkatkan kontras gambar pada gambar aliran yang kontinu (*liquid* dan *gas*). (4). Pemfilteran *image* yaitu dengan mengaplikasikan median filter pada gambar untuk menghilangkan *image noise*. (5). Pengkonversian *image* ke mode *binary*. Pada proses ini nilai ambang level ditentukan untuk mendefinisikan batas transisi untuk penentuan nilai biner. (6). Pemberian label pada obyek *Image*. Prosedur sebelumnya dibuat untuk mempermudah pengertian bahwa *image* mempunyai *background* hitam dengan obyek putih di atasnya. Obyek putih boleh diberi label dengan warna lain untuk mempermudah pengamatan posisi dan dimensinya. (7). Analisis Obyek. Pada proses ini bias dilakukan penghitungan tebal film, kecepatan gelombang, panjang gelombang, besar amplitudo gelombang, dan definisi antarmuka.

### 6.5.3. *Signal processing*

Sinyal rangkaian waktu (*time series*) yang dikumpulkan dianalisa secara statistik/*stochastic* untuk mendapatkan informasi yang diinginkan. Jenis perhitungan statistik atau analisa *stochastic* yang digunakan adalah *mean value*, *skewness*, *curtosis*, *Probability Distribution Function (PDF)*, *cross correlation*, *autocorrelation*, dan *Power Spectral Density (PSD)*. Analisis statistik digunakan untuk mengeksak data mentah dari pembacaan sinyal menjadi informasi sederhana yang didapat. Nilai RMS digunakan untuk mengetahui seberapa besar fluktuasi yang terjadi. Pada aliran dua fase RMS dapat digunakan untuk menggambarkan fraksi asing (*gas*) yang masuk pada *liquid*. *Skewness* adalah SD pangkat 3, digunakan untuk melihat tipologi data atau kestabilan data. *Kurtosis* adalah rata-rata *skewness* (jumlah integral *skewness* fungsi waktu) yang menggambarkan kerataan (*flatness*) dari data. Sedangkan PSD merupakan metode

untuk menggambarkan sinyal dalam *frequency domain* dengan menggunakan *Fast Fourier Transform* (FFT). Dari fungsi PSD akan didapatkan frekuensi dominan dari sinyal.

## 7. Jadwal Penelitian

Kegiatan penelitian, olah data, publikasi hasil, dan penyusunan disertasi ini direncanakan akan selesai keseluruhannya dalam waktu 6 semester atau 3 tahun kalender. Target capaian setiap semester digambarkan pada diagram batang berikut.

No	Kegiatan	Pra S-3	Tahun I		Tahun II		Tahun III	
			Smt 1	Smt 2	Smt 3	Smt 4	Smt 5	Smt 6
1	Penyusunan proposal awal							
2	Perkuliahhan							
3	Penyempurnaan proposal							
4	Kajian pustaka							
5	Ujian komprehensif							
6	Desain eksperimental							
7	Pengambilan data awal							
8	Eksperimen							
9	Pemodelan							
10	Publikasi							
11	Seminar I dan II							
12	Penulisan Desertasi							
13	Sidang/ujian							

## 8. Daftar Pustaka

Ali, M.I., Sadatomi, M., Kawaji, M., 1993. Two-phase flow in narrow channels between two flat plates. *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 71, pp. 657–666.

Baker, O., 1954, Simultaneous flow of oil and gas. *Oil Gas J.*, Vol. 53, pp. 185–195.

- Barajas, A.M., Panton, R.L., 1993, The effect of contact angle on two-phase flow in capillary tubes. *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 19, pp. 337-346.
- Barnea, D., Luninski, Y., Taitel, Y., 1983, Flow in small diameter pipes. *Can. J. Chem. Engng*, Vol. 61, pp. 617-620.
- Brauner, N., Moalem-Maron, D., 1992, Identification of the range of small diameter conduits, regarding two-phase flow pattern transitions. *Int. Commun. Heat Mass Transfer*, Vol. 19, pp. 29-39
- Chen W.L., Twu , M.C., Pan C., 2002, Gas-liquid two-phase flow in micro-channels, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 28, pp.1235-1247.
- Chisholm D., 1967, A theoretical basis for the Lockhart Martinelli Correlation for two-phase flow, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 10, pp. 1767–1778.
- Chung, P.M.-Y., Kawaji, M., 2004. The effect of channel diameter on adiabatic two-phase flow characteristics in microchannel. *Int. J. Multiphase flow*, Vol. 30, pp. 735-761.
- Coleman, J. W., and Garimella, S., 1999, Characteristics of two-phase flow pattern in small diameter round and rectangular tubes. *Int. J. Multiphase flow*, Vol. 42, pp. 2869-2881.
- Cubaud T., Ho C.M., 2004, Transport of bubbles in square microchannels, *Physics of Fluids*, Vol. 16, pp. 4575-4585.
- Damianides, C.A., Westwater, J.W., 1988, Two-phase flow patterns in a compact heat exchanger and small tubes. *In:Proceedings of Second UK National Conference on Heat Transfer, Glasgow, September 14–16. Mechanical Engineering Publications, London*, pp. 1257–1268.
- Friedel L., 1979, Improved friction pressure drop correlations for horizontal and vertical two-phase pipe flow, *Paper E2, European Two-Phase Group Meeting, Ispra, Italy*.

- Fukano T. and Furukawa, T., 1998, Prediction of The Effects of Liquid Viscosity on Interfacial Shear Stress and Frictional Pressure Drop in Vertical Upward Gas-Liquid Annular Flow, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol 24, No 4, pp. 587-603.
- Fukano T., Kariyasaki A., Kagawa M., 1989, Flow patterns and pressure drop in isothermal gaseliquid co-current flow in a horizontal capillary tube, *in: ANS Proceedings of National Heat Transfer Conference: Technical Sessions*, pp. 153-161.
- Fukano T., Kariyasaki A., 1993, Characteristics of gaseliquid two-phase flow in a capillary tube, *Nuclear Engineering and Design*, Vol. 141, pp. 59-68.
- Furukawa, T., Fukano, T., 2001, Effects of Liquid Viscosity on Flow Patterns in Vertical Upward Gas- Liquid Two-Phase Flow, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol 27, pp. 1109-1126.
- Ghiaasiaan, S. M., 2008, Two-Phase Flow, Boiling, and Condensation in Conventional and Miniature Systems, *Cambridge University Press. New York, USA*
- Govier, F. W., and Aziz, K., 1972, The flow of complex mixtures in pipes, *Robert E. Krieger, Malabar, FL*.
- Hassan I., Vaillancourt M., Pehlivan K., 2005, Two-phase flow regime transitions in microchannels: a comparative experimental study, *Microscale Thermophysical Engineering*, Vol. 9, pp. 165-182.
- Hassan I., Pehlivan K., Vaillancourt M., 2006, Experimental study on two-phase flow and pressure drop in millimeter-size channel, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 26, pp. 1506-1514

- Kandlikar, S.G., Grande, W.J., 2003, Evolution of microchannel flow passage – thermohydraulic performance and fabrication technology, *Heat Transfer Eng*, Vol. 24, pp. 3 – 17..
- Kandlikar, S. G., Willistein, D. A., and Borelli, J., 2005, Experimental evaluation of pressure drop elements and fabricated nucleation sites for stabilizing flow boiling in minichannels and microchannels, *Proc. 3rd Int. Conf. on Microchannels and Minichannels*, Part B, pp. 115–124.
- Kariyasaki, A., Fukano, T., Ousaka, A., and Kagawa, M., 1992, Isothermal air-water two- phase up- and downward flows in vertical capillary tube (1st report, Flow pattern and void fraction), *Trans. JSME Ser. B.*, Vol. 58, pp. 2684–2690.
- Kawahara A., Chung P.M., Kawaji M., 2002, Investigation of two-phase flow pattern, void fraction and pressure drop in a microchannel, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 28, pp. 1411-1435.
- Krishnamurthy, S., Peles, Y., 2009, Surface tension effects on adiabatic gas–liquid flow across micro pillars, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol 35, pp.55–65
- Lee, H.J., Lee, S.Y., 2001a, Pressure drop correlations for two-phase flow within horizontal rectangular channels with small height, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 27, pp. 783–796.
- Lee C.Y., Lee S.Y., 2008, Influence of surface wettability on transition of two-phase flow pattern in round mini-channels, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol.34, pp.706-711.
- Liu D., Sur A., 2012, Adiabatic air-water two-phase flow in circular microchannels, *Int. J. Thermal Sciences*, Vol. 53, pp. 18-34.
- Mandhane, J.M., Gregory, G.A., and Aziz, K., 1974, A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipe. *Int. J. Multiphase flow*, Vol. 1, pp. 537-553.



- Mandhane, J.M., Gregory, G.A., and Aziz, K., 1974, A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipe. *Int. J. Multiphase flow*, Vol. 19, pp. 115-124.
- Matsubara, H. dan Naito, K., 2011, Effect of Liquid Viscosity on Flow Pattern of Gas-Liquid Two-Phase Flow in a Horizontal Pipe, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol 37, pp. 1277-1281.
- Mc Neil, DA. dan Stuart, AD., 2003, The Effects of a Highly Viscous Liquid Phase on Vertically Upward Two-Phase Flow in Pipe, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol 29, pp. 1523-1549.
- Mehendale, A.M. and Jacobi S.S., 2000, Evaporative heat transfer in mesoscale heat exchangers, *ASHRAE Transactions*, Vol. 106, pp. 446-455.
- Mishima K., Hibiki T., Nishihara H., 1993, Some characteristics of gas-liquid flow in narrow rectangular ducts, microchannels, *Int. J. Thermal Sciences*, Vol. 53, pp. 18-34.
- Mishima K., Hibiki T., 1996, Some characteristics of air-water two-phase flow in small diameter vertical tubes, *Int. J. Multiphase flow*, Vol 2, pp. 703-712.
- Sadatomi, M., Kawahara, A., Matsuo, M., Ishimura, K., 2010, Effects of Surface Tension on Two-Phase Gas-Liquid Flows in Horizontal Small Diameter Pipes, *J. Power and Energy Systems*, Vol 4 No 2, pp. 290-300.
- Saidi M.H., Hanafizadeh P., Nouri Gheimasi A., Ghanbarzadeh S., 2011, Experimental investigation of air–water, two-phase flow regimes in vertical mini pipe, *Scientia Iranica B*, Vol. 18 (4), pp. 923–929.
- Saisorn S., Wongwises S., 2009, An experimental investigation of two-phase air-water flow through a horizontal circular micro-channel, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 33, pp. 306-315.
- Serizawa, A., Feng, Z., and Kawara, Z., 2002, Two-phase flow in microchannels. *Exp Thermal fluid Sci.*, Vol. 26, pp. 703 – 714.

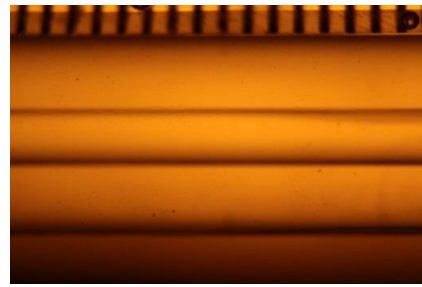
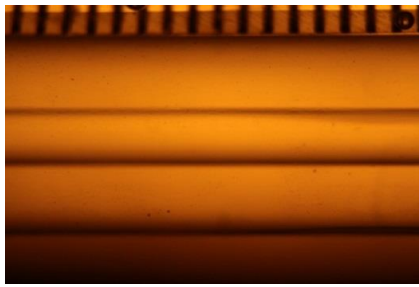
- Sowinski, J., dan Dziubinski, 2007, The effect of liquid viscosity on the void friction in a two-phase gas-liquid flow in narrow mini-channels, Proceedings of European Congress of Chemical Engineering (ECCE-6), Copenhagen, 16-20 September 2007
- Suo, M., Griffith, P., 1963, Two Phase Flow in Capillary Tubes, *M.I.T. Heat Transfer Laboratory, Cambridge, Massachusetts.*
- Suo, M., and Graffith, P., 1964, Two-phase flow in capillary tubes. *J. Basic Eng.*, Vol. 86, pp. 576-582
- Thome, J.R., 2004-2010, , Chapter 12. Two-phase flow pattern, *Volverine Tube inc, Engineering Data III.*
- Triplett, K. A., Ghiaasiaan, S. M., Abdel-khalik, S.I., and Sadowski, D. L., 1999a, Gas-Liquid two-phase flow in microchannels. Part I: Two-phase flow pattern. *Int. J. Multiphase flow*, Vol. 25, pp. 377-394.
- Triplett, K. A., Ghiaasiaan, S. M., Abdel-khalik, S.I., LeMouel, A., and McCord, B. N., 1999b, Gas-Liquid two-phase flow in microchannels. Part II: Void fraction and pressure drop. *Int. J. Multiphase flow*, Vol. 25, pp. 377-394.
- Tsaoulidis, D., Dore, V., Angeli, P., Plechkova, N.P., Seddon, K.R., 2013, Flow patterns and pressure drop of ionic liquid–water two-phase flows in microchannels, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 54, 1–10.
- Waelchli S., Rudolf von Rohr P., 2006, Two-phase flow characteristics in gaseliquid microreactors, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 32, pp. 791-806.
- Wallis, G. B., 1969, One-Dimensional Two-Phase Flow, *McGraw-Hill, New York.*
- Xiong R., Chung J.N., 2007, An experimental study of the size effect on adiabatic gas-liquid two-phase flow patterns and void fraction in microchannels, *Physics of Fluids*, Vol. 19, pp. 033301-033308.

- Xu J.L., 1999, Experimental study on gas-liquid two-phase flow regimes in rectangular channels with mini gaps, *Int. J. Heat and Fluid Flow*, Vol. 20, pp. 422-428.
- Xu J.L., Cheng P., Zhao T.S., 1999, Gas-liquid two-phase flow regimes in rectangular channels with mini/micro gaps, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 25, pp. 411-432.
- Yue J., Luo L.G., Gonthier Y., Chen G.W., Yuan Q., 2009, An experimental study of air-water Taylor flow and mass transfer inside square microchannels, *Chemical Engineering Science*, Vol. 64, pp. 3697-3708.
- Zhao T.S., Bi Q.C., 2001, Co-current air-water two-phase flow patterns in vertical triangular microchannels, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 27, pp. 765-782.
- Zhao, Y., Yeuang, H., Zorgani, E.E., Archibong, A.E., Lao, L., 2013, High Viscosity Effects on Characteristics of Oil and Gas Two-Phase Flow in Horizontal Pipes, *Chemical Engineering Science*, Vol 95, pp. 343-352.

## Lampiran



Gambar lamp. 1. Instalasi alat penelitian



a. Satu-fase (cair)



b. Bubbly, dispersed bubbly



c. Slug

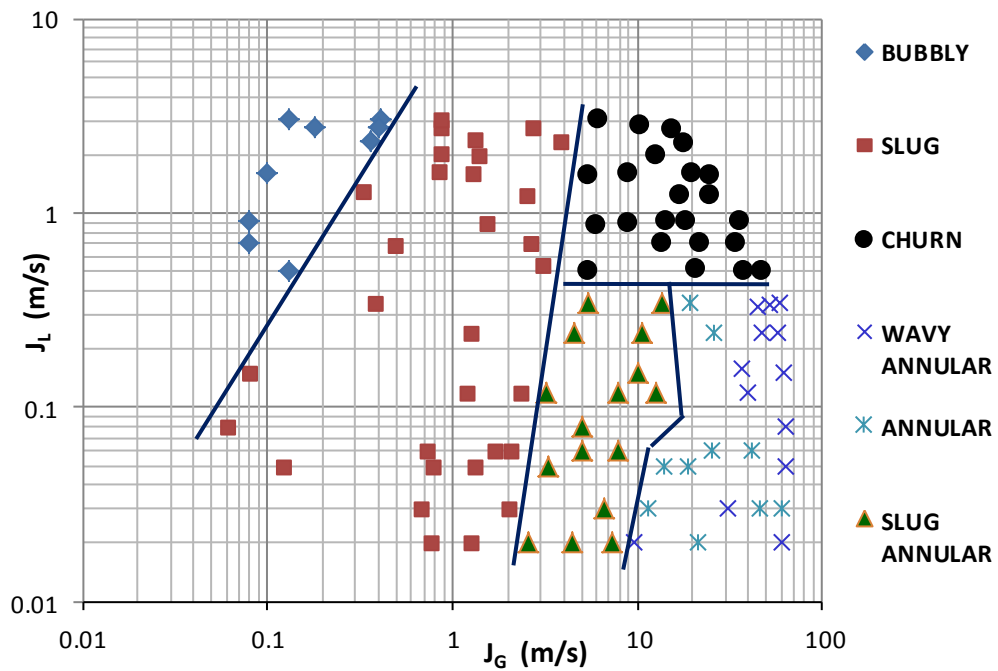
d. Churn



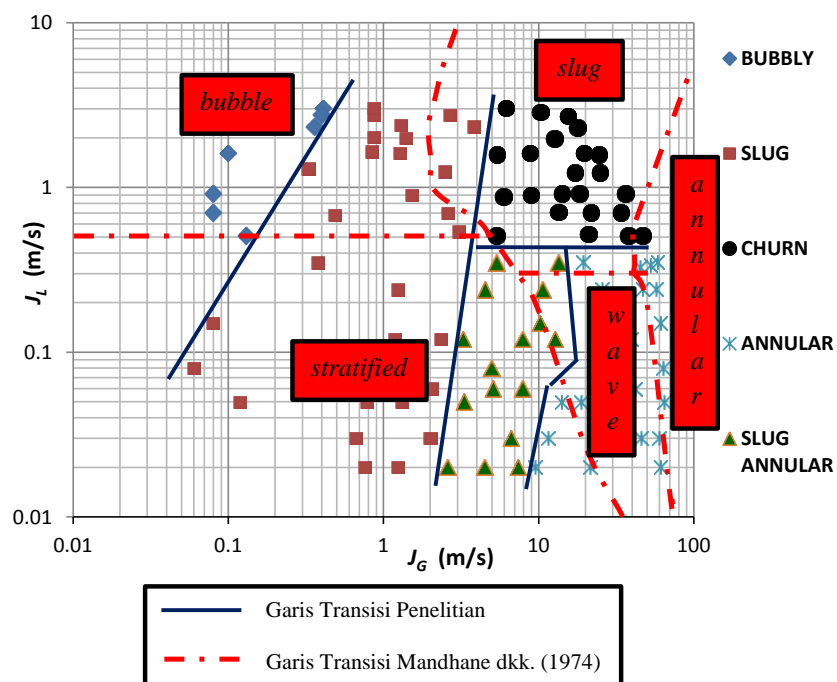
e. slug-annular

f. Annular

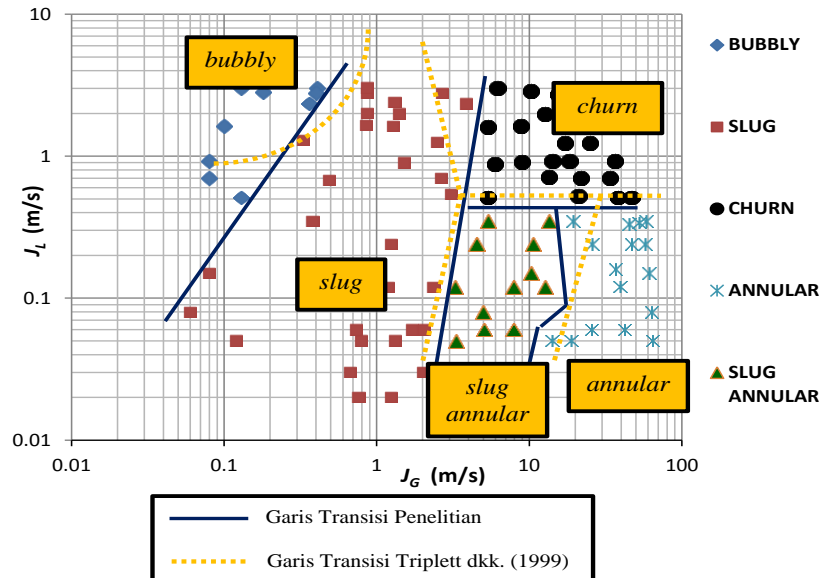
Gambar lamp. 2. Pola aliran yang didapatkan pada penelitian pendahuluan



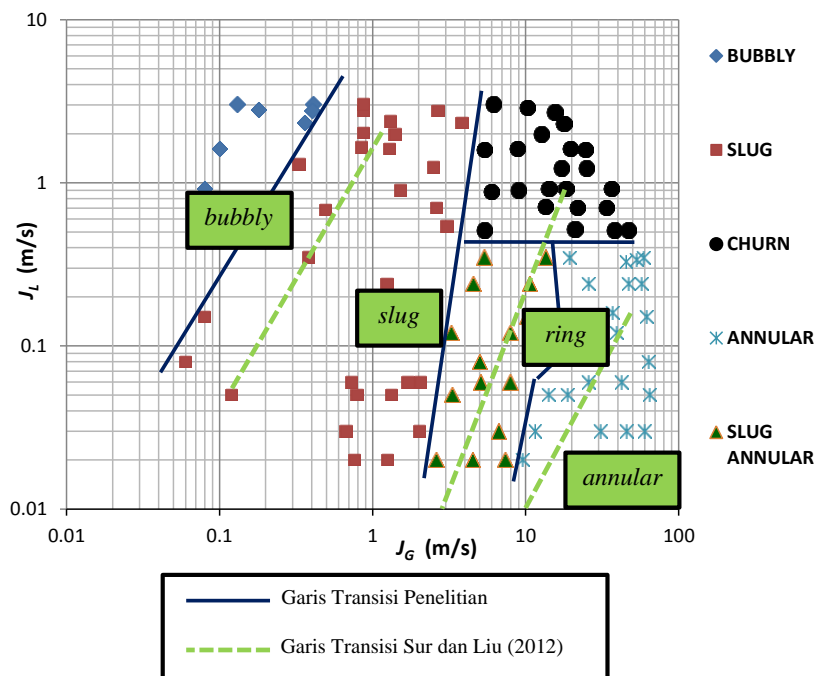
Gambar lamp.3. Peta pola aliran yang didapatkan dari penelitian pendahuluan.



Gambar lamp 4. Perbandingan garis transisi pola aliran penelitian ini dengan peta Mandhane dkk. (1974).



Gambar lamp 5. Perbandingan garis transisi pola aliran penelitian ini dengan peta Triplett dkk. (1999a)



Gambar lamp 6. Perbandingan garis transisi pola aliran penelitian ini dengan peta Sur dan Liu (2012).