

저열유속에서 상변화를 수반하는 메탄의 유동거동특성

최부홍*†

* 목포해양대학교 기관시스템공학부

The Flow Behavior Characteristics of Methane
with Phase Change at Low Heat Flux

Bu-Hong Choi*†

* Division of Marine Engineering System, Mokpo National Maritime University, Mokpo, 530-729, Korea

요 약 : 극저온 액체 상태의 LNG는 주거용과 산업용으로 공급되기 전에 가스 상태로 변환된다. 이러한 재가스화 과정 중에 LNG는 83.7×10^4 kJ/kg 정도의 많은 냉열에너지를 제공한다. 이 냉열에너지를 일부 선진국들에서는 질소, 수소, 헬륨과 같은 극저온 유체들의 액화, 제빙 및 냉방시스템에 이용하고 있다. 따라서 우리나라에서도 인천, 평택 및 통영 LNG 인수기지 주변에 LNG의 냉열에너지를 이용한 냉열에너지 회수시스템을 설립할 필요가 있다. 여기서는 저열유속상태에서 상변화를 동반하는 LNG의 유동거동 특성을 파악하기 위해 LNG의 85%를 차지하는 메탄을 작동유체로 사용하였다. 또한 본 논문은 극저온 열교환기 내부를 흐르는 메탄과 질소, 프로판, R11 및 R134a의 유동경계에 영향을 주는 관 직경, 관의 경사각도 및 포화압력의 효과를 보여준다. 또한 여기서 얻어진 이론적 연구결과와 기존의 실험 데이터와도 비교 되었다. 그리고 메탄의 유동경계에 주는 파이프의 경사각도의 영향은 매우 큼을 알 수 있었다.

핵심용어 : LNG 냉열에너지, 메탄, 유동거동, 극저온 유체, 상변화

Abstract : A liquefied natural gas(LNG) in cryogenic liquid is converted back into gaseous form for distribution to residential and industrial consumers. In this re-gasification process, LNG supplies a plenty of cold thermal energy about 83.7×10^4 kJ/kg. The LNG cold thermal energy is utilized for the re-liquefaction process of cryogenic fluids such as Nitrogen, Hydrogen and Helium, and ice manufacturing process and air-conditioning system in some advanced countries. Therefore, it is also necessary to establish the recovery systems of the LNG cold thermal energy around Incheon, Pyungtaek and Tongyung LNG import terminals in our country. Methane is used as working fluid in this paper, which is the major component of LNG over 85% by volume, in order to investigate the flow behavior characteristics of LNG with phase change at low heat flux. This paper presents the effects of pipe diameters, pipe inclinations and saturation pressures on the flow boundaries of methane flowing in a cryogenic heat exchanger tube, together with those of nitrogen, propane, R11 and R134a. The outcomes obtained from this theoretical researches are also compared with previous experimental data. It was also found that the effect of pipe inclination on the methane flow boundaries was significant.

Key Words : LNG cold thermal energy, Methane, Flow behavior, Cryogenic fluid, Phase change

1. 서 론

액화천연가스(LNG)는 친환경 에너지원의 하나로서, 세계 여러 나라들이 국가 정책으로 그 사용량을 확대하고 있다. 우리나라 역시 가정용을 비롯한 산업용 및 국가 기간산업에 이르기까지 LNG 사용을 점차 늘리고 있으며, 이와 더불어

그 수입량도 매년 증가하고 있다(Kim, 2003). 그런데 인천, 평택 및 통영 LNG기지들로부터 배관망을 통해 각 사용처로 LNG 가스를 공급해 주기 위해서는 액체 상태의 LNG를 기체 상태로 변환시켜줘야만 한다. 보통 대기압, 액체 상태인 -162°C 의 LNG 1톤을 0°C 의 가스 상태로 모두 변환시키기 위해서는 약 83.7만 kJ/kg이 요구되며, 이를 전력으로 환산하면 230 kWh 정도에 이른다.

† bhchoi@mmu.ac.kr, 061-240-7227

이러한 LNG의 냉열에너지를 선진국들은 질소, 수소 및 헬륨 등과 같은 극저온 유체들의 액화, 냉열발전, 고무들의 저온 분쇄가공, 얼음 생산 및 냉방시스템 등에 적극 활용하고 있다. 그러나 현재 우리나라에서는 공기 액화 및 저온 고무 분쇄가공과 같은 극히 한정된 분야에만 응용하고 있을 뿐 그 활용이 그다지 많지 않다. 더욱이 현재 가동되고 있는 우리나라 대부분의 LNG 냉열 응용 설비들마저도 외국기술력에 의해 설치되었다.

이는 액체 상태의 LNG가 극저온 유체(cryogenic fluid)의 일종이기 때문이다. 즉, 극저온 유체들의 열전달과 유동거동 특성은 스티姆, 프레온 냉매 등과 같은 일반적인 사용범위에 있는 유체들과 매우 다르고, 그 저장 및 취급이 매우 까다로워, 이에 대한 기술력을 일부 국가들만이 확보하고 있기 때문이다. 따라서 우리나라에서도 LNG 수입량의 증가추세에 맞춰, 앞으로 LNG의 냉열에너지를 더욱 확대 이용하기 위해서는 극저온 유체들의 상변화에 따른 전열 및 유동거동 특성에 대한 연구가 활발히 이뤄져야 할 것이다.

따라서 여기서는 LNG와 같은 극저온 열교환 설비들의 설계에 있어, 저열유속 조건에서 상변화에 따른 열전달을 및 펌프 동력 산정에 가장 핵심요소인 유동거동(flow behavior) 변화에 영향을 주는 관경, 관의 경사각도 및 포화압력의 효과들에 대해서 우선 검토되었다. 또한 LNG의 주성분인 메탄에 대한 유동경계 선도와, LNG 냉열을 회수할 시 직접 혹은 간접적 열교환 매체로 사용될 수 있는 질소, 프로판 및 일부 프레온 냉매들에 대한 것도 여기에 제시되어 있다. 게다가 본 연구를 통해 얻은 이론적 연구결과와 기존의 일부 실험 데이터와의 비교 및 검토도 이뤄졌다.

2. 유동경계 모델

Fig. 1은 저열유속 부하에서 원과 내를 흐르는 LNG와 같은 극저온 유체의 전형적인 유동거동 변화를 보여준다. 그림으로부터 알 수 있듯이, 관 입구 측에서는 관 표면에서 발생한 매우 작은 기포들(Dispersed bubble)이 부력에 의해 관 상부로 모여 기포거품(bubble creaming)을 형성하거나, 기포간의 충돌로 인해 관 직경 보다 큰 플러그(Plug flow) 또는 슬러그류(Slug flow)와 같은 중간류(Intermittent flow)로 유동거동이 변한다. 더욱이 관 출구로 갈수록 메탄의 포화 증기량은 증가하고 유동양상 또한 중간류에서 환상류(Annular flow) 흐름으로 바뀌게 된다.

2.1 기포류 경계 모델

Fig. 1에서와 같이 낮은 열부하 상태에서 극저온 열교환기 내를 흐르는 메탄의 유동변화도 관 입구의 낮은 건도 상태

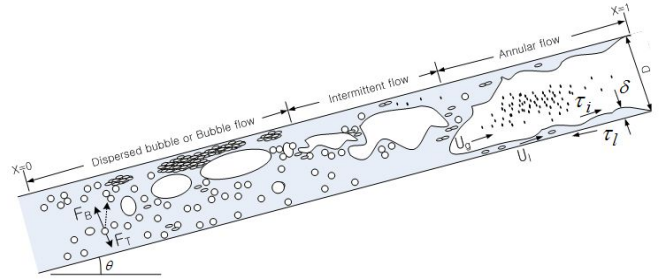


Fig. 1. Typical flow behaviors in a cryogenic heat exchanger.

에서는 기포류 또는 분산기포류를 거쳐 중간류로 유동거동이 변하게 된다. 이러한 유동거동 변화는 다음의 세 가지 원인에 의해 일어날 수 있다.

- 포화액 유량이 낮은 경우의 기포류와 중간류 간의 유동경계 모델

포화액 유량이 낮은 조건에서는 포화액 안에 포함되어 흐르는 작은 증기 기포들이 서로 충돌하고 합쳐져서 큰 기포로 성장하게 된다. 이러한 물리적 원인에 의해 기포류에서 중간류로 유동양상이 바뀌기 위해서는 기체상과 액체상의 속도 차이가 존재해야만 한다. 이러한 물리적 현상을 다음과 같은 식으로 나타낼 수 있다.

$$u_l = u_g - u_o \quad (1)$$

여기서 u_l , u_g 는 포화상태의 액체상과 기체상의 실제속도이고, u_o 는 포화 액체상과 기체상간의 속도차이다. 일반적으로 u_o 에 대한 식은 아래와 같이 Harmathy(1960)가 제안한 식이 자주 사용된다.

$$u_o = 1.53 \left[\frac{g(\rho_l - \rho_g)\sigma}{\rho_l^2} \right]^{0.25} \quad (2)$$

여기서 ρ_l , ρ_g 는 포화상태의 액체상과 기체상의 밀도이고, g 는 중력가속도, σ 은 표면장력이다.

하지만 여기서는 유동방향의 영향을 고려하기 위해 식(2)에 경사각도(θ)에 대한 항을 추가하였다. 이렇게 경사각도 항을 포함시켜 개선한 식(2)을 식(1)에 대입하고 정리하면 다음과 같은 유동경계 식을 얻을 수 있다.

$$j_{ls} = j_{gs} \left(\frac{1-\alpha}{\alpha} \right) - 1.53 \left[\frac{g(\rho_l - \rho_g)\sigma \sin\theta}{\rho_l^2} \right]^{0.25} \quad (3)$$

여기서 j_{ls} 와 j_{gs} 은 관의 단면적과 포화증기가 차지하는 단면적 간의 비인, 기상분율 α (void fraction, A_g/A)을 이용하여 실제의 포화액체와 포화증기의 속도를 다음과 같이 변환한 겉보기 속도이다.

$$j_{ls} = (1 - \alpha)u_l \quad (4)$$

$$j_{gs} = \alpha u_g \quad (5)$$

- 포화액 유량이 높은 경우의 분산 기포류와 중간류 간의 유동경계 모델

포화액 유량이 높은 조건에서는 작은 알갱이 형태의 증기 기포와 포화액이 거의 같은 속도로 흐르게 된다. 이러한 조건에서 유동양상이 바뀌기 위해서는, 우선 작은 증기 기포들이 관 윗부분에 모여야만 한다. 그러기 위해서는 Fig. 1에 나타낸 바와 같이, 작은 분산 증기 기포에 미치는 부력의 효과가 난류력의 효과를 극복해야만 한다. 즉, $F_B > F_T$ 와 같이 되어야 하고, 부력과 난류력(Levich, 1962)은 각각 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$F_B = g(\rho_l - \rho_g) \cos\theta \frac{\pi d^3}{6} \quad (6)$$

$$F_T = \frac{1}{16} \rho_l j_M^2 f_M \pi d^2 \quad (7)$$

여기서 d 는 기포의 직경, $j_M (= j_{ls} + j_{gs})$ 은 혼합유체의 겉보기 속도, f_M 은 혼합유체의 마찰계수이다.

따라서 식(6)과 식(7)을 기포의 직경에 대해 정리하면 다음과 같이 된다.

$$d > \frac{3}{8} \frac{\rho_l}{(\rho_l - \rho_g)} \frac{f_M j_M^2}{\cos\theta} \quad (8)$$

그런데 부력 효과에 의해 관 윗부분으로 상승하기 위해서는 기포 직경 d 의 크기가 안정한 기포(stable bubble)를 유지하기 위한 최대 기포직경, d_{max} 보다 커야만 한다(Barneca et al., 1982). 그래서 이 기포들이 관 윗부분에 모여 기포거품을 형성하여 분산 기포류에서 중간류로 유동양상이 바뀔 수 있다. 이 d_{max} 에 대한 식은 다음과 같다.

$$d_{max} = (0.725 + 4.15\alpha^{0.5}) \left(\frac{\sigma}{\rho_l} \right)^{0.6} \left(\frac{2f_M j_M^3}{D} \right)^{-0.4} \quad (9)$$

여기서 D 는 관의 직경이다.

따라서 식(8)과 식(9)을 이용하여 다음과 같은 유동 경계 식을 얻을 수 있다.

$$j_{ls} = 2.02(0.725 + 4.15\alpha^{0.5}) \frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} \times g \cos\theta \left(\frac{\sigma}{\rho_l} \right)^{0.6} D^{0.12} C_m^{-1.4} \nu_m^{0.28} - j_{gs} \quad (10)$$

여기서 ν_m 은 혼합유체의 동점성 계수이다. 또한 C_m 값은 혼합유체의 흐름이 층류($C_m = 16$) 혹은 난류($C_m = 0.046$)의 여부에 따라 정해지는데, 본 연구에서는 난류에 대한 값을 사용한다.

- MBPD(maximum bubble packing density)값에 의한 분산 기포류와 중간류 간의 유동경계 모델

이 유동경계 모델은, 앞에서 기술한 두 개의 물리적 모델과는 달리 실험적 연구에 의해 주어진 것이다. 즉, 관의 단면적에 기체상이 차지할 수 있는 최대 비율인, MBPD(maximum bubble packing density)값을 이용한 것이다. 이는 어떠한 유량 조건에서도 MBPD 값이 0.52 이상이 되면 분산기포류에서 중간류로 유동양상이 바뀐다는 것이다(Taitel et al., 1980). 이 실험적 결과를 이용한 유동경계 식은 다음과 같다.

$$j_{ls} = j_{gs} \frac{1 - MBPD}{MBPD} \quad (11)$$

2.2 환상류 경계 모델

Fig. 1에 나타낸 바와 같이, 열교환기의 출구로 갈수록 메탄의 상변화에 따른 포화증기량의 증가로 인해 유동 양상이 크게 달라진다. 즉, 열교환기 내부 벽면을 따라서는 얇은 원형 고리 액막(Annular film) 형태로 포화액체가 흐르고, 관 중심부에는 연속적인 포화증기가 흐르는 환상류(Annular flow)가 발생하게 된다.

그러나 만일 이러한 환상흐름에서 포화증기의 유량이 조금이라도 감소하거나 포화액체의 유량이 증가하게 되면, 환상 액막이 원주 방향으로 서로 충돌하여 관 중심부를 따라 연속적으로 흐르는 포화증기의 흐름을 방해하게 된다. 이렇게 되면 환상 흐름에서 중간류로 유동양상이 다시 바뀌게 된다. 따라서 환상 흐름이 지속적으로 유지되기 위해서는 다음과 같은 포화액체와 포화증기의 운동량이 균형을 이뤄야 한다.

저열유속에서 상변화를 수반하는 메탄의 유동거동특성

$$\text{포화액체: } A_l \frac{dP}{dz} - \tau_l S_l + \tau_i S_i - \rho_l A_l g \sin \theta = 0 \quad (12)$$

$$\text{포화증기: } A_g \frac{dP}{dz} - \tau_i S_i - \rho_g A_g g \sin \theta = 0 \quad (13)$$

여기서 τ_l , τ_g , τ_i 는 각각 포화액체, 포화증기 및 기액계면의 전단응력을 나타낸다. 또한 S_l , S_i 는 각각 포화액체와 기액계면의 원주길이다.

그리고 식(12)과 식(13)을 마찰압력손실, dP/dz 에 대해 풀고 정리하면 다음과 같은 식을 얻을 수 있다.

$$\tau_i S_i \left(\frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right) - \tau_l \frac{S_l}{A_l} - (\rho_l - \rho_g) g \sin \theta = 0 \quad (14)$$

여기서 포화액체의 전단응력 τ_l 는 다음과 같이 정의된다.

$$\tau_l = f_l \frac{\rho_l u_l^2}{2}, \quad f_l = C_l \left(\frac{D_l u_l}{\nu_l} \right)^{-n} \quad (15)$$

따라서 식(15)을 식(14)에 대입하고 포화액체와 포화증기의 형상에 관련된 값들을 관직경과 액막의 두께 비인 무차원 액막 두께 $\bar{\delta} (= \delta/D)$ 로 변환한 다음, 기액계면의 전단응력 τ_i 에 대하여 정리하면 다음과 같은 식을 얻을 수 있다.

$$\tau_i = g(\rho_l - \rho_g) D \sin \theta (\bar{\delta} - \bar{\delta}^2) (1 - 2\bar{\delta}) + \frac{1}{32} C_l \rho_l \left(\frac{D}{\nu_l} \right)^{-n} \frac{1 - 2\bar{\delta}}{(\bar{\delta} - \bar{\delta}^2)^2} (j_{ls})^{2-n} \quad (16)$$

또한 이 식에서 기액계면의 전단 응력 τ_i 는 다음과 같이 정의된다.

$$\tau_i = f_i \frac{\rho_i u_i^2}{2} \quad (17)$$

그리고 기액계면의 유동속도와 각종 물성 값들은 일반적으로 포화기체의 값들과 거의 같다고 볼 수 있다. 또한 기액계면 마찰계수 f_i 는 Wallis의 실험적 연구를 통해 얻어진 다음 식을 사용할 수 있다.

$$f_i = f_g (1 + 300 \bar{\delta}), \quad f_g = C_g \left(\frac{D_g u_g}{\nu_g} \right)^{-m} \quad (18)$$

따라서 식(16)에 식(17), (18)을 대입하고 포화액체의 겉보기 속도 j_{ls} 에 대해 정리하면 다음 식을 얻을 수 있다.

$$j_{ls} = \left[\frac{16 C_g \rho_g (D/\nu_g)^{-m} (1 + 300 \bar{\delta}) (\bar{\delta} - \bar{\delta}^2)^2}{C_l \rho_l (D/\nu_l)^{-n} (1 - 2\bar{\delta})^3} \right]^{1/2-n} \times (j_{gs})^{2-m/2-n} - \left[\frac{32 g (\rho_l - \rho_g) D \sin \theta (\bar{\delta} - \bar{\delta}^2)^3}{C_l \rho_l (D/\nu_l)^{-n}} \right]^{1/2-n} \quad (19)$$

여기서 C_g , C_l , m , n 값은 유체의 흐름이 층류($C_g = C_l = 16$, $m = n = 1$) 혹은 난류($C_g = C_l = 0.046$, $m = n = 0.2$)의 여부에 따라 정해지는데, 본 연구에서는 난류에 대한 값을 사용한다.

3. 유동경계

3.1 기포류 유동경계

Fig. 2-4는 낮은 열유속 부하조건에서 포화상태의 메탄이 열교환기 내를 흐를 경우 발생할 수 있는 기포류, 분산기포류와 중간류 상호간의 유동경계를 보여준다. 또한 이 그림들은 식(3), (10), (11)으로부터 얻어진 결과를 보여준다. 그림들의 가로축과 세로축은 각각 포화증기와 포화액체의 겉보기 속도인 j_{gs} 와 j_{ls} 이다.

Fig. 2는 이 유동경계에 영향을 주는 관 직경의 효과를 보여준다. 이 그림은 $D=0.012$ m, 포화압력 $P=0.1$ MPa, 관의 경사각도 $\theta=1^\circ$ 인 상태에서 관의 직경만을 변화시켜 얻은 것이다. 또한 그림으로부터 기포류-중간류와 분산기포류-중간류의 유동경계는 관 직경의 영향을 전혀 받지 않음을 알 수 있다. 다만, 기포류-분산기포류 간의 유동경계는 관 직경이 작아질수록 약간씩 높은 액 유속에서 발생하지만 그다지 큰 영향은 받지 않는 것을 볼 수 있다.

Fig. 3은 기포류, 분산기포류와 중간류 상호간의 유동경계에 영향을 주는 관의 경사각도의 효과를 보여준다. 즉, 관 직경과 압력을 일정하게 유지한 조건에서 경사각도를 변화시킨 결과를 보여준다. 그림으로부터 수평흐름($\theta=0^\circ$)에서 단지 1도 정도 상향인 흐름이 되어도 기포류-중간류간의 유동경계가 크게 변하는 것을 알 수 있다. 이는 수평흐름에서 상향흐름으로 바뀌게 되면, 관 직경보다 작은 크기의 기포가 존재할 수 있는 영역이 크게 증대되기 때문이다. 그러나 경사각도가 더욱 커져 수직흐름에 가까워질수록 경사각도의 영향은 점차 줄어드는 것을 알 수 있다.

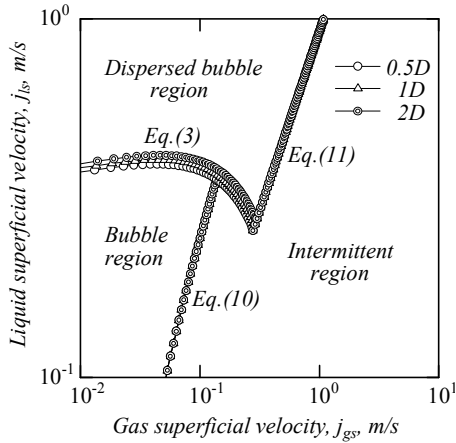


Fig. 2. Effects of pipe diameters on the flow boundaries among the dispersed bubble, bubble and intermittent flows for methane. ($D=0.012$ m, $P=0.1$ MPa, $\theta=1^\circ$)

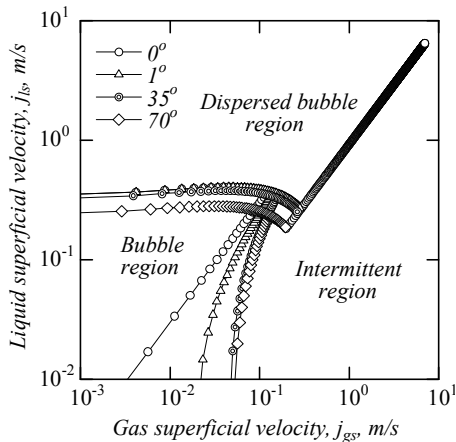


Fig. 3. Effects of pipe inclinations on the flow boundaries among the dispersed bubble, bubble and intermittent flows for methane. ($D=0.012$ m, $P=0.1$ MPa)

매우 커진 경우에는 경사각도의 영향이 거의 무시될 정도로 감소되는 물리적 해석과도 일치하는 결과이기도 하다.

Fig. 4는 포화압력의 변화가 유동경계에 미치는 영향을 보여준다. 그림은 $D=0.012$ m, 관의 경사각도 $\theta=1^\circ$ 인 조건에서 메탄의 포화압력을 변화시켜 얻은 결과이다. 비록 포화압력이 0.03 MPa에서 1 MPa까지 다소 큰 폭으로 변할지라도 기포류-중간류의 유동경계는 그다지 변하지 않는다는 것을 알 수 있다. 또한 기포류-분산기포류의 유동경계는 포화압력이 증가할수록 약간씩 낮은 액 유속에서 발생한다. 그리고 분산기포류-중간류의 유동경계는 포화압력의 변화에 무관함을 알 수 있다. 이러한 결과들로부터, 포화압력의 변화가 이 유동경계에 주는 영향은 그다지 크지 않지만, 포화압력의 증가에 따라 기포류의 영역이 약간씩 감소한다는 것을 알 수 있다. 이는 포화압력 변화에 따른 메탄의 밀도, 점성계수, 표면장력 등과 같은 물성 값들이 크게 변하지 않기 때문이다.

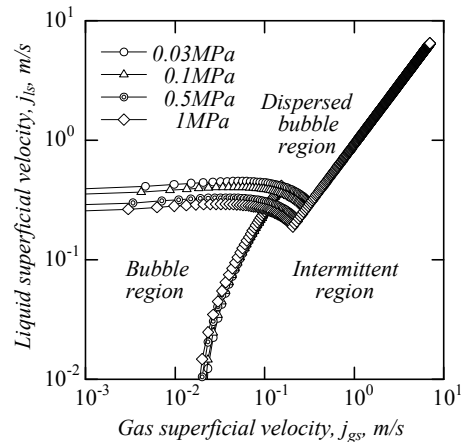


Fig. 4. Effects of saturation pressures on the flow boundaries among the dispersed bubble, bubble and intermittent flows for methane. ($D=0.012$ m, $\theta=1^\circ$)

한편, 기포류-분산기포류 간의 유동경계에 미치는 경사각도의 영향은 그다지 크지 않음을 알 수 있다. 그러나 경사각도가 증가할수록 보다 낮은 액 유속 조건에서 유동경계가 발생한다. 이는 유동방향이 수직에 가까워질수록 작은 기포들의 상승속도가 거의 같아져 서로 충돌할 가능성이 줄어들 뿐만 아니라 기포거품의 형성이 어려워지기 때문이다.

또한 분산기포류-중간류 간의 유동경계는 경사각도의 변화에 관계없이 일정한 기울기로 변함을 알 수 있다. 이는 실험적 연구를 통해 얻어진 $MBPD=0.52$ 값을 이용하여 식(11)으로부터 계산되었기 때문에 얻어진 당연한 결과이다. 즉, 이 식에는 관 직경과 경사각도에 대한 항이 존재하지 않기 때문이다. 하지만 이는 액상의 유속이 증가되어 관성력이

3.2 환상류 유동경계

Fig. 5~7은 낮은 열유속 부하조건에서 열교환기 내를 메탄이 포화상태로 흐를 경우 발생할 수 있는 중간류와 환상류 간의 유동경계를 보여준다. 이 그림들은 식(19)로부터 얻어진 결과들이다. 다만, 식(19)을 통해 이 유동경계를 얻기 위해 식 중에 포함되어 있는 무차원 액막두께 $\bar{\delta}$ 값은 Barnea(1986)가 제안한 $\bar{\delta}=0.064$ 을 사용하였다. 이 값은 유동양상이 환상류를 유지하기 위한 환상 액막의 최소 두께에 해당된다. 만일 이 무차원 액막 두께보다 두꺼워지게 되면 유동양상은 환상류에서 중간류로 바뀌게 될 것이다.

Fig. 5는 포화압력 $P=0.1$ MPa, 관의 경사각도 $\theta=1^\circ$ 인 조건에서, 중간류-환상류 간의 유동경계에 영향을 주는 관 직경

의 효과를 보여준다. 그림으로부터 알 수 있듯이, 액상의 겉보기 속도가 $j_{ls} \approx 0.3m/s$ 이상인 경우에는, 이 유동경계가 관 직경의 변화에 거의 영향을 받지 않는다. 이는 액상의 관성력이 우세한 영역에서는 관경의 효과가 현저하게 감소되기 때문이다. 하지만 액상의 겉보기 속도가 $j_{ls} \approx 0.3m/s$ 에서부터 점점 낮아질수록 관경의 효과는 두드러지게 나타난다. 즉, 이 영역에서는 관 직경의 크기가 증가할수록 중간류에서 환상류로의 변화가 보다 높은 기체상의 유속에서 발생한다. 이는 동일한 액유량이 서로 다른 크기의 관을 흐를 경우, 관 직경이 커질수록 액상의 수위가 상대적으로 낮아지게 되어 환상 액막의 형성이 어려워지기 때문이다. 따라서 관 직경이 커질수록 액상이 관 상부까지 도달하여 환상 액막을 형성하기 위해서는, 보다 높은 기체상의 관성력이 요구됨에 따라 관경이 커질수록 높은 기체상의 겉보기 속도에서 경계가 일어나게 된다.

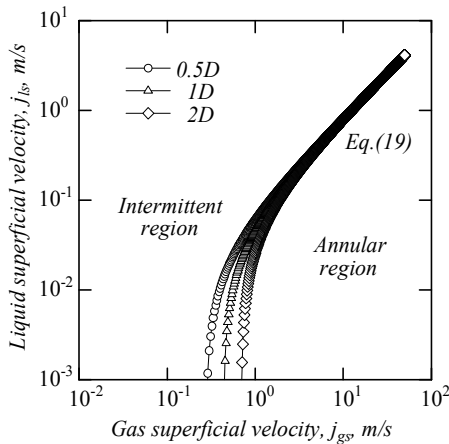


Fig. 5. Effects of pipe diameters on the flow boundaries from intermittent flow to annular flow for methane. (D=0.012 m, P=0.1 MPa, $\theta = 1^\circ$)

Fig. 6은 관의 직경 D=0.012 m, 포화압력 P=0.1 MPa인 조건에서, 관의 경사각도가 중간류-환상류 간의 유동경계에 미치는 영향을 보여준다. 이는 앞에서 기술한 기포류-중간류의 유동경계에 대한 경사각도의 효과와 마찬가지로, 이 유동경계도 역시 경사각도의 영향을 비교적 크게 받는다는 것을 알 수 있다. 또한 수평상태에서 단지 경사각도가 1도 증가되었지만, 중간류의 영역은 매우 크게 확대됨을 알 수 있다. 이는 경사각도가 증가될수록 환상 액막에 작용하는 중력의 효과가 커지게 됨에 따라 관 입구측 환상 액막의 두께가 다른 위치보다 상대적으로 두꺼워진다. 결국 관 입구측에서는 환상 액막이 원주방향으로 맞부딪치게 되어 환상류에서 중간류로 유동양상이 변하게 되기 때문이다.

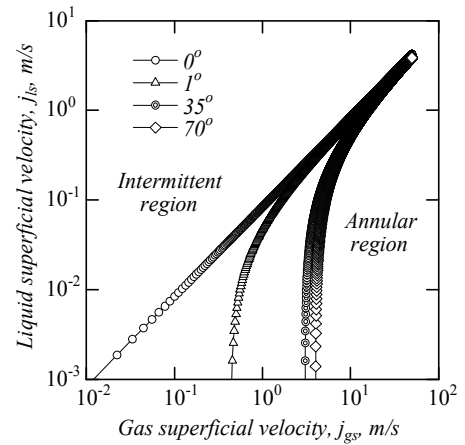


Fig. 6. Effects of pipe inclinations on the flow boundaries from intermittent flow to annular flow for methane. (D=0.012 m, P=0.1 MPa)

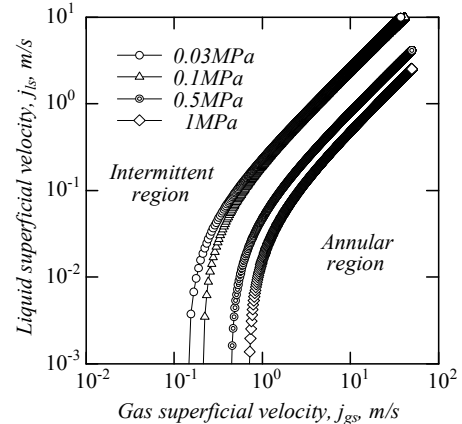


Fig. 7. Effects of saturation pressures on the flow boundaries from intermittent flow to annular flow for methane. (D=0.012 m, $\theta = 1^\circ$)

하지만 기체상과 액체상의 관성력이 모두 큰 $j_{gs} \geq 15m/s$, $j_{ls} \geq 1.2m/s$ 인 조건에는 경사각도의 영향을 거의 받지 않음을 알 수 있다.

Fig. 7은 중간류-환상류 간의 유동경계에 미치는 포화압력의 효과를 보여준다. 일정한 관 직경과 경사각도(D=0.012 m, $\theta = 1^\circ$)에서 포화압력을 변화시켜 얻은 결과이다. 앞에서 기술한 바와 같이, 기포류 유동경계에 대한 포화압력의 효과는 매우 작았지만, 이와는 달리 중간류-환상류에 대해서는 그 효과가 매우 큼을 알 수 있다. 이 경계는 밀도, 점성계수, 표면장력 등과 같은 포화압력 변화에 따른 물성 변화의 영향을 크게 받음을 알 수 있다.

3.3 상변화 유동경계 선도

일반적으로 공기-물과 같이 상변화가 없는 기-액이상류의 경우에는 유동경계 선도의 가로축과 세로축을 기체상과 액체상의 겉보기 속도, j_{gs} 와 j_{ls} 을 사용하여 나타낸다. 하지만 본 연구에서와 같이 저열유속 부하에서 열교환기를 따라 상변화를 수반하는 메탄과 같은 기-액이상류의 경우에는 건도 (quality, x)의 변화에 따라 유동양상이 크게 바뀌기 때문에 건도를 사용하여 나타내는 것이 보다 편리하다. 전질량유속과 기체상의 질량유속의 비인 건도의 정의는 다음과 같다.

$$x = \frac{\rho_g j_{gs}}{\rho_l j_{ls} + \rho_g j_{gs}} = \frac{\rho_g j_{gs}}{G} \quad (20)$$

따라서 식(3), (10), (11) 및 (19)으로부터 얻어진 j_{gs} 와 j_{ls} 값을 식(20)에 적용하여 상변화를 수반하는 유체에 대한 유동경계 선도를 얻을 수 있다.

Fig. 8-9는 가로축을 건도 x , 세로축을 전질량유속 G 로 하는 상변화 유동경계 선도를 보여준다. Fig. 8에는 메탄에 대한 것과 함께 질소와 프로판에 대한 상변화 유동경계 선도도 포함되어 있다. 질소와 프로판 등은 LNG의 냉열을 이용한 저온유체들의 액화 및 재액화 설비에 자주 사용되는 유체들이다.

또한 그림은 관 직경 $D=0.012$ m, 포화압력 0.1 MPa, 경사각도 $\theta=1^\circ$ 인 조건에서 얻어진 결과를 보여준다. 동일한 조건에서 얻어진 결과이지만 메탄, 프로판, 질소 순으로 점차 높은 건도와 전질량유속에서 유동경계가 일어나는 것을 알 수 있다. 이를 달리 말하자면, 동일한 전질량유속에서 질소의 경우가 가장 높은 건도에서 유동경계가 일어난다는 의미이다. 이는 유체들 간의 물성 값의 차이 때문인데, 특히 밀도 크기의 영향을 가장 많이 받는 것으로 파악되었다. 즉, 포화액체의 질소의 밀도는 메탄의 밀도에 비해 1.9배 정도 크고, 프로판의 밀도에 대해서는 1.4배 정도 크다. 또한 포화증기의 밀도는 질소가 메탄 보다 2.54배, 프로판 보다 1.89배 정도 크다.

Fig. 9는 메탄, R11 및 R134a에 대한 상변화 유동경계 선도를 보여준다. 또한 본 연구를 통해 얻어진 상변화 유동경계 선도의 적합성을 검토해 보기 위해 그림에 기존의 실험 데이터도 포함시켰다. 이 실험 데이터는 Crowley and Sam(1991)에 의해 제공된 것이다. 그들은 직경이 $D=0.00634$ m, 포화압력 $P=0.5$ MPa 인 상태에서 수평 가열관 내를 흐르는 메탄계 냉매 중의 하나인 R11에 대한 상변화 실험을 실시하였다. 또한 냉매 R134a는 에탄계 냉매 중 하나이다. 여기서 메탄, R11 및 R134a 상호간의 유동경계를 비교하는 것은, LNG의 냉열을 기존 냉방 또는 제빙시스템에 응용할 수 있는 가능

성을 검토해 보기 위해서이다. 그림으로부터 알 수 있듯이, 기포류-중간류와 분산기포류-중간류의 유동경계는 R11, R134a, 메탄 순으로 약간씩 높은 건도에서 일어나지만 그다지 차이는 없다.

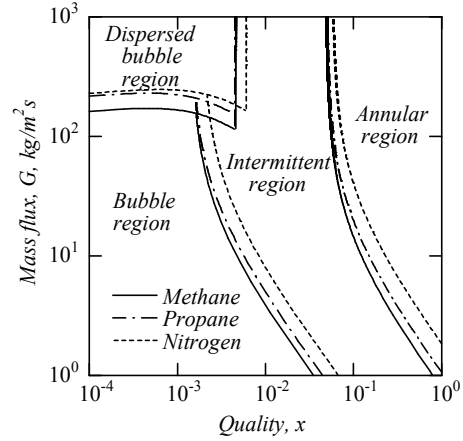


Fig. 8. Flow boundaries of methane, propane and nitrogen with phase change. ($D=0.012$ m, $P=0.1$ MPa, $\theta=1^\circ$)

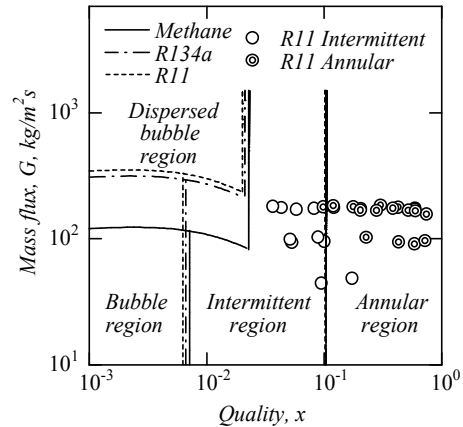


Fig. 9. Flow boundaries of methane, R11 and R134a with phase change. ($D=0.00634$ m, $P=0.5$ MPa, $\theta=0^\circ$)

또한 기포류-분산기포류 유동경계에서는 R11이 R134a보다 약간 높은 전질량유속에서 발생하지만 그 차이는 크지 않다. 그러나 메탄은 두 유체에 비해 상대적으로 낮은 전질량유속에서 유동경계가 발생한다. 이는 주로 액체상 밀도 크기의 영향 때문이다. 즉, R11은 메탄에 비해 3.5배 정도 크고, R134a는 2.2배 정도 크다. 따라서 이 유동경계는 액체상의 밀도의 영향을 크게 받을 수 있다. 하지만 중간류와 환상류의 유동경계는 세 개 모두 다 거의 같은 건도에서 유동경계가 발생한다는 것을 알 수 있다. 이 유동경계는

저열유속에서 상변화를 수반하는 메탄의 유동거동특성

다른 물성 값들보다도 액체상과 기체상의 밀도 비($\rho = \rho_g/\rho_l$)에 가장 큰 영향을 받는다. 그런데 메탄의 경우 밀도 비는 $\rho_M = 0.019$, R11의 경우는 $\rho_{R11} = 0.02$, R134a는 $\rho_{R11} = 0.021$ 로서 거의 같은 값이다. 따라서 이 세 개의 유동경계는 모두 건도가 $x = 0.1$ 인 부근에서 발생하게 되었다.

또한 그림 중에 파선으로 나타낸 R11의 상변화 유동경계 선도와 R11에 대한 실험 데이터와 비교해 보면 매우 좋은 일치를 보여준다. 즉, 건도 $x = 0.1$ 인 유동경계 선을 기준으로 중간류와 환상류가 잘 분류되어진다.

하지만 이는 적은 수의 한정된 실험으로부터 얻은 데이터와 비교한 결과이다. 앞으로 보다 많은 실험적 연구를 통해 그 유효성을 검증할 필요가 있다. 특히, LNG의 냉열을 액화설비나 냉방 및 제빙설비에 적극적으로 이용하기 위해서는, 앞으로 LNG와 메탄과 같은 극저온 유체들에 대한 실험적 연구가 실시되어야 하며, 또한 본 연구 결과와 비교 검토되어 그 유효성이 확보되어야 한다.

4. 결론

LNG의 냉열에너지를 질소, 수소 및 헬륨 등과 같은 극저온 유체의 액화, 제빙 및 냉방시스템 등에 확대 이용할 수 있는 극저온 열교환장치를 설계하기 위한 이론적 연구가 여기서 실시되었다. 이러한 극저온 열교환기를 설계하는데 있어서 가장 중요한 요소는 전열특성과 펌프 동력 산정에 큰 영향을 주는 유동거동특성이다. 따라서 유동거동 변화에 영향을 주는 관 직경의 크기, 관의 경사각도 및 포화압력의 변화에 대한 효과가 여기서 검토되었고, 본 이론적 연구를 통해 얻은 몇 가지 결과를 요약하면 다음과 같다.

1. 메탄의 기포류, 분산기포류 및 중간류 상호간의 유동경계는 관 직경의 영향을 크게 받지 않는다.
2. 메탄의 기포류, 분산기포류와 중간류 상호간의 유동경계에 영향을 주는 관의 경사각도의 효과는 매우 크다. 하지만 경사각도가 커져 수직흐름에 가까워질수록 경사각도의 영향은 점차 줄어든다.
3. 메탄의 포화압력이 증가함에 따라 기포류의 영역이 약간씩 감소한다. 이는 포화압력 변할지라도 메탄의 물성이 크게 바뀌지 않기 때문이다.
4. 중간류-환상류의 유동경계는 관 직경의 크기가 증가할수록 보다 높은 기체상의 유속에서 발생한다.
5. 기체상과 액체상의 유속이 각각, $j_{gs} \geq 15m/s$, $j_{ls} \geq 1.2m/s$ 인 조건에서는 중간류-환상류의 유동경계는 경사각도의 영향을 거의 받지 않는다.
6. 중간류-환상류의 유동경계는 밀도, 점성계수, 표면장력

등과 같은 물성 변화의 영향을 크게 받는다.

7. 메탄, 프로판, 질소 순으로 점차 높은 건도와 전질량유속에서 유동경계가 일어난다. 이는 유체간의 밀도 차이 때문이다.

8. 본 연구로부터 얻은 R11에 대한 상변화 유동경계 선도는 기존의 일부 실험 데이터를 건도 $x = 0.1$ 인 유동경계선으로 잘 예측한다.

References

- [1] Barnea, D.(1986), Transition from Annular Flow and from Dispersed Bubble Flow-Unified Models for the Whole Range of Pipe Inclination, Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 12, No. 5, pp. 733-744.
- [2] Barnea, D., O. Shoham and Y. Taitel(1982), Flow Pattern Transition for Vertical Downward 2 Phase Flow, Chem. Eng. Sci., Vol. 37, No. 5, pp. 741-744.
- [3] Crowley, C. J. and R. G. Sam(1991), Microgravity Experiments with a Simple Two-Phase Flow Thermal System, 8th Symposium on Space Nuclear Power Systems, AIP Conf. Proc., pp. 1207-1213.
- [4] Harmathy, T. Z.(1960), Velocity of Large Drops and Bubbles in Media of Infinite or Restricted Extent, AIChE, Vol. 6, pp. 281-288.
- [5] Kim, C. K.(2003), A Basic Study on the District Cooling System of LNG Cold Thermal Energy, KIGAS, Vol. 7, No. 4, pp. 36-43.
- [6] Levich, V. G.(1962), Flow Regime Transitions and Criteria for Two Phase Flow in Vertical Tubes, Int. Journal of Heat Mass Transfer, Vol. 27, No. 5, pp. 723-736.
- [7] Taitel, Y., D. Barnea and A. E. Dukler(1980), Modelling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes, AIChE, Vol. 26, No. 3, pp. 345-354.

원고접수일 : 2013년 10월 28일

원고수정일 : 2014년 01월 07일 (1차)

2014년 01월 16일 (2차)

게재확정일 : 2014년 02월 25일