



소규모 가스전 규모에 따른 SMR 천연가스 액화 플랜트 용량별 비용 분석 사례연구

이인규 · 조승식 · 이승준 · [†]문 일

연세대학교 화공생명공학과

(2015년 11월 25일 접수, 2016년 5월 11일 수정, 2016년 6월 16일 채택)

Case Studies for SMR Natural Gas Liquefaction Plant by Capacity in Small Scale Gas Wells through Cost Analysis

Inkyu Lee · Seungsik Cho · Seungjun Lee · [†]Il Moon

Dept. of Chemical and Biomolecular Engineering, Yonsei University, Seoul 120-749, Korea

(Received November 25, 2015; Revised May 11, 2016; Accepted June 16, 2016)

요약

천연가스 액화공정은 극저온에서 운전되며, 에너지 집약적이다. 따라서 에너지 소모량을 최소화하기 위한 최적화 연구가 많이 진행되고 있으나, 천연가스 액화공정의 용량에 따른 비용 최적화는 많이 이루어지지 않고 있다. 본 연구에서는 다양한 천연가스 액화공정 중 SMR (Single Mixed Refrigerant) 공정을 대상으로, 용량별 설치비용과 운전비용을 분석하였다. SMR 공정의 용량은 1 MTPA (million ton per annum)부터 0.5 MTPA 단위로 증가하여 2.5 MTPA까지 설정하였다. 플랜트 용량의 증가에 따라 천연가스와 냉매의 유량만을 증가시켰으며, 온도, 압력, 조성 등 다른 운전조건은 모든 용량에서 동일하게 적용하였다. 비용 분석을 위해 Aspen Economic Evaluator(v8.7)를 사용하였으며, 비용 정보를 얻기 힘든 다중 흐름 열교환기의 경우에는 six tenths factor rule을 적용하여 계산하였다. 또한 용량별 SMR 공정의 비용 연구결과를 2천만 톤, 4천만 톤 및 8천만 톤 규모의 소규모 가스전에 대하여 적용한 결과, 가스전 규모에 따라 최적의 플랜트 용량을 찾을 수 있었다. 이러한 비용 분석을 통해 비용기반 최적화의 발판을 마련하였다.

Abstract - Natural gas liquefaction process which spends a huge amount energy is operated under cryogenic conditions. Thus, many researchers have studied on minimizing energy consumption of LNG plant. However, a few studied for cost optimization have performed. This study focused on the cost analysis for the single mixed refrigerant (SMR) process, one of the simplest natural gas liquefaction process, which has different capacity. The process capacity is increased from 1 million ton per annum (MTPA) to 2.5 MTPA by 0.5 MTPA steps. According to the increase of plant size, only flow rate of natural gas and mixed refrigerant are increased and other operating conditions are fixed. Aspen Economic Evaluator(v.8.7) is used for the cost analysis and six tenths factor rule is applied to obtain multi stream heat exchanger cost data which is not supplied by Aspen Economic Evaluator. Moreover, the optimal plant sizes for different sizes of gas wells are found as the result of applying plant cost to small scale gas wells, 20 million ton (MT), 40 MT, and 80 MT. Through this cost analysis, the foundation is built to optimize LNG plant in terms of the cost.

Key words : LNG, natural gas liquefaction process, SMR (single mixed refrigerant) process, cost analysis

[†]Corresponding author: ilmoon@yonsei.ac.kr

Copyright © 2016 by The Korean Institute of Gas

I. 서론

Outlook for Energy(2015)에 따르면 2010년에서 2040년까지 30년 동안 비전통가스의 생산량이 4배, LNG (liquefied natural gas)의 거래량이 3배 증가할 것으로 전망된다[1]. 이에 천연가스(natural gas, NG) 액화공정에 대한 관심이 점점 커지고 있다. 천연가스를 액화하게 되면 부피가 약 1/600로 줄어들게 된다[2]. 따라서 장거리 수송 시 LNG 형태로 천연가스를 운반한다.

천연가스를 액화시키기 위해서는 상압에서 -16^oC까지 냉각시켜야 한다[3]. 이러한 극저온 공정의 특성상 천연가스 액화공정은 매우 에너지 집약적이다[4]. 따라서 에너지 최소화는 천연가스 액화공정 설계 및 최적화의 가장 주요 고려사항 중 하나이며, 천연가스 액화공정의 에너지 효율 최적화를 위한 연구들이 전 세계적으로 활발히 진행되고 있다[5]. 그러나 천연가스 액화공정의 비용 최적화에 대한 연구는 상대적으로 미미한 실정이다.

다양한 천연가스 액화공정 중 가장 간단한 형태의 SMR (single mixed refrigerant) 공정은 하나의 혼합냉매(mixed refrigerant, MR) 사이클을 통해 천연가스를 냉각시킨다[6]. SMR 공정은 구조가 단순하기 때문에 소용량, 즉 3 MTPA (million ton per annum)용량 이하의 공정에서 사용된다[7].

본 연구에서는 SMR 공정의 용량을 1 MTPA 부터 2.5 MTPA까지 0.5 MTPA 단위로 증가시키며, 총 4가지 경우에 대해 설치비와 운전비를 산출하고, 분석하였다. 또한 이를 통해 매장량이 1억 톤 이하인 소규모 가스전에 대하여 SMR 공정의 용량별 비용 분석을 수행하였다. 가스전의 규모는 2천만 톤, 4천만 톤 및 8천만 톤인 3가지로 가정하였으며, 규모별 가장 최적의 액화공정 용량을 사례 연구를 통해 찾아내었다.

II. SMR 공정의 구성 및 특징

Fig. 1에서처럼 SMR 공정은 냉매의 압축과 팽창과

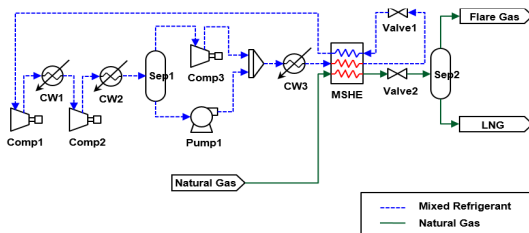


Fig. 1. Scheme of SMR process.

정을 통해 천연가스를 액화시킨다. 본 연구에서 대상 공정으로 한 SMR 공정은 총 3개의 압축기와 1개의 펌프, 3개의 쿨러, 2개의 밸브, 1개의 다중 흐름 열교환기 (multi stream heat exchanger, MSHE) 및 2개의 분리기(separator)로 구성된다.

SMR 공정의 혼합냉매 사이클은 다음과 같은 특징을 가진다. 즉, 기체 상태의 혼합냉매를 압축 시킨 후 높은 압력에서 냉각수를 통해 냉각시킨다. 이후 다중 흐름 열교환기를 통해 온도를 더 낮추어 혼합냉매를 액체상태로 만든다. 액체상태의 혼합냉매는 밸브를 통해 팽창되어 온도가 더 낮아지게 되며, 이를 천연가스 냉각에 이용한다. 팽창된 혼합냉매는 천연가스를 냉각시키면서 기화하고, 기체상태의 혼합냉매는 다시 압축기를 통해 압축되는 일련의 과정이 반복된다. 압축기는 기계적인 한계로, 보통 최대 3.5배의 압축비를 가질 수 있기 때문에[8] 다단으로 압축하도록 설계한다.

III. SMR 공정 모사

공정 크기에 따라 필요한 설치비 및 운전비를 비교하기 위해 SMR 공정의 모사조건을 다음과 같이 설정하였다. 3 MTPA 이상의 플랜트에서는 압축기 용량이 out of capacity로 계산되었다. 이에 최고 용량을 2.5 MTPA로 설정하였다.

- 1 MTPA부터 2.5 MTPA까지 0.5 MTPA 단위로 플랜트 용량을 증가시키며, 모사한다.
- 용량의 증가에 따라 천연가스 및 혼합냉매의 유량을 용량과 비례하게 변화시키며, 천연가스 및 혼합냉매의 조성, 온도, 압력 등 나머지 운전조건은 용량에 상관없이 동일하다.
- 천연가스는 공정을 통해 100% 액화된다.
- 열교환기 내에서의 최소 온도 차는 3^oC이다[9].

Table 1. Flow rate and energy demand

Plant size	1.0 MTPA	1.5 MTPA	2.0 MTPA	2.5 MTPA
NG flowrate (ton/hr)	114.1	171.2	228.3	285.4
MR flowrate (ton/hr)	631.6	947.4	1,263.2	1,579.0
Compression work (MW)	39.54	59.32	79.09	98.86
Pump work (MW)	0.05	0.08	0.10	0.13

Table 2. Operating conditions

NG inlet pressure (kPa)	5,000
NG inlet temperature (°C)	37.0
LNG pressure (kPa)	150
LNG temperature (°C)	-156.2
1st stage MR pressure (kPa)	355
2nd stage MR pressure (kPa)	890
3rd stage MR pressure (kPa)	1,880
4th stage MR pressure (kPa)	3,920
Cooler outlet temperature (°C)	37.0

SMR 공정의 모사를 위해 Peng-Robinson 상대방정식을 선택하였으며, Aspen HYSYS v8.7을 통해 모사하였다. HYSYS를 통해 모사한 용량별 천연가스 및 혼합냉매의 유량과 압축기 및 펌프에 소모되는 에너지를 Table 1에 나타내었으며, 모든 용량에 동일하게 적용된 압력, 온도, 조성 등 공통 운전조건을 Table 2에 나타내었다[6].

IV. 플랜트 용량별 비용 평가

SMR 공정의 모사를 통해 용량별 천연가스 및 혼합냉매의 유량과 압축기 및 펌프에 소모되는 에너지양을 알 수 있다. 각 용량별 SMR 공정의 모사를 바탕으로, Aspen Economic Evaluator v8.7을 통해 운전비 및 설치비를 계산하였다. 다만, 천연가스 액화공정에 사용되는 다중 흐름 열교환기의 경우에는 Aspen Economic Evaluator의 데이터베이스에 비용 정보가 제공되어 있지 않다. 이것은 공정 특성상 열 교환 방식에 따라 그 구조가 다양하고, 정해진 설계가 없기 때문이다. 천연가스 액화공정의 다중 흐름 열교환기는 플랜트 전체 설치비의 20~30%를 차지한다고 알려져 있다[10]. 이에 근거하여 1 MTPA 기준으로, 다중 흐름 열교환기의 비용이 전체 설치비의 30%를 차지한다고 가정하였다. 플랜트의 용량이 증가하는 경우에는 천연가스 및 냉매의 유량이 용량에 비례하여 증가한다. 이에 1.5 MTPA 이상의 용량의 경우에는 Chilton에 의해 제안된 six tenths factor rule을 적용하여 설치비를 계산하였다[11].

Six tenth factor rule은 별도의 장치비용에 대한 정보가 없을 때는 장치 용량비의 0.6승을 하여 비용을 계산하는 식으로, 식 (1)과 같다.

Table 3. Capital cost of SMR process

Plant size	1.0 MTPA	1.5 MTPA	2.0 MTPA	2.5 MTPA
MSHE (10 ³ USD)	12,507	15,952	18,957	21,674
Comp1 (10 ³ USD)	12,651	16,046	23,733	24,755
Comp2 (10 ³ USD)	6,752	11,789	14,453	15,734
Comp3 (10 ³ USD)	6,667	9,428	11,930	13,033
Cooler1 (10 ³ USD)	880	1,247	1,602	2032
Cooler2 (10 ³ USD)	446	623	801	952
Cooler3 (10 ³ USD)	854	1,206	1,584	1,987
Pump1 (10 ³ USD)	173	197	235	248
Sep1 (10 ³ USD)	417	681	853	1,045
Sep2 (10 ³ USD)	344	425	455	503
Total capital cost (10 ³ USD)	41,691	57,594	74,603	81,963

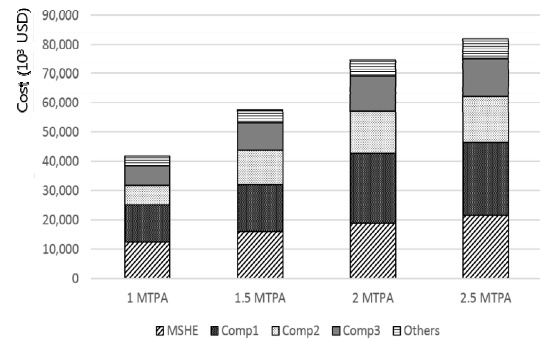


Fig. 2. Capital cost of SMR process.

$$C_2 = C_1(X_2/X_1)^{0.6} \quad (1)$$

C_1 과 C_2 는 두 개의 장치에 대한 각각의 비용을 나타내며, X_1 과 X_2 는 각 장치의 용량을 나타낸다. Six tenth factor rule에 의해 계산된 다중 흐름 열교환기 설치비 및 Aspen Economic Evaluator에 의해 계산된 다중 흐름 열교환기를 제외한 나머지 장치들의 설치비를 Table 3과 Fig. 2에 나타내었다.

총 설치비 및 주요 장치의 장치비용에 대한 결과를 나타낸 Fig. 2를 살펴보면 비용 증가폭이 2MTPA에서 2.5MTPA로 용량이 증가할 때 감소하는 것을 볼 수 있다. 이것은 압축기 설치비가 크기가 커짐에 따라 비용이 선형으로 증가하지 않고, 증가폭이 감소하기 때문으로 보인다. 또한 운전비는 연간 운전비로 계산하였으며, 계산된 연간 운전비를 Table 4와 Fig. 3에 각각 나

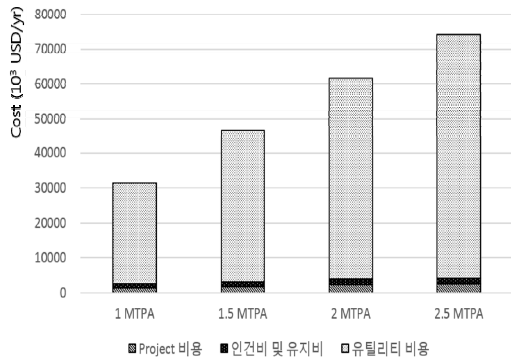


Fig. 3. Annual Operating cost of SMR process.

Table 4. Operating cost of SMR process

Plant size	1.0 MTPA	1.5 MTPA	2.0 MTPA	2.5 MTPA
Project cost(10 ³ USD/yr)	1,332	1,806	2,342	2,564
Labor and maintenance cost(10 ³ USD/yr)	1,256	1,435	1,649	1,699
Utility cost(10 ³ USD/yr)	28,875	43,290	57,648	69,927
Annual operating cost(10 ³ USD/yr)	31,463	46,531	61,639	74,190

타내었다.

운전비는 프로젝트비, 인건비 및 유지비, 유틸리티비로 계산된다. 천연가스 액화공정에서의 유틸리티비는 전기비 및 쿨러에 사용되는 냉각수비의 합으로 계산된다. 전기비는 압축기와 펌프에 소모되는 에너지를 환산하여 산출하게 된다. Aspen Economic Evaluator를 통해 얻은 비용 정보는 77.5 USD/MW · s로 나타났다. Table 1에서 나타난 압축기와 펌프의 에너지에 이를 대입하여 전기비를 산출하였다.

Table 4와 Fig. 3을 살펴보면 운전비의 대부분이 유틸리티비에서 소모되는 것을 볼 수 있다. 운전비 역시 설치비도 2MTPA에서 2.5MTPA로 용량이 증가할 때 그 증가폭이 이전보다 감소하는 것을 볼 수 있는데, 이것은 프로젝트비, 인건비 및 유지비의 증가폭이 감소하는 것에 기인한다. 또한 운전비의 대부분을 차지하는 유틸리티비는 거의 선형으로 증가하며, 그 증가폭이 거의 일정한 것을 볼 수 있다. 이것은 유틸리티비의 대부분을 차지하는 압축기에서 소모되는 에너지가 선형으로 증가하기 때문이다.

설치비와 운전비를 합산하기 위해 플랜트 수명을 20년으로 가정하고, 설치비를 연간 설치비로 환산하였다. 환산 후 이를 합산하여 각각의 플랜트 용량에 따른 총 연간 비용을 산출하였다. 또한 각 용량별 LNG의 생산량이 다르기 때문에 LNG 1 ton을 생산하는데 필요한 비용을 각 용량별로 계산하여 비교하였다. 이에 대한 결과를 Table. 5에 나타내었다.

본 연구에서 사용한 상용 소프트웨어인 Aspen Economic Evaluator는 장치들의 용량별 비용 정보를 데이터베이스화하여 제공한다. 이 소프트웨어는 Aspen

Table 5. Annual cost of SMR process

Plant size	1.0 MTPA	1.5 MTPA	2.0 MTPA	2.5 MTPA
Annual capital cost(10 ³ USD/yr)	2,085	2,880	3,730	4,098
Annual operating cost(10 ³ USD/yr)	31,463	46,531	61,639	74,190
Total annual cost(10 ³ USD/yr)	33,548	49,411	65,369	78,288
Specific cost (USD/ton)	33.36	32.94	32.68	31.32

HYSYS의 공정 모사에 사용된 장치들의 용량을 계산하여 데이터베이스에서 해당 장치의 비용을 찾아 보여주는 방식으로 장치 비용 계산을 수행한다. 추후 상기 비용 데이터베이스를 통해 용량에 따른 비용을 수식화 하여 최적화 모델에 적용한다면 비용기반 최적화를 이룰 수 있을 것이라 판단된다. 추가적으로 압축기의 최대 한계 용량 등 물리적인 제약조건까지 반영한다면 여러 가지 다양한 공정별 최대 한계 용량까지 계산할 수 있을 것으로 예상된다. 또한 천연가스 비용과 LNG 비용을 적용하여 수익을 최대화 하는 최적화 연구 또한 가능 할 것으로 보인다.

V. 소규모 가스전에 대한 사례연구

플랜트 용량이 커질수록 LNG 1 ton을 생산하는데 필요한 비용은 감소하는 것을 확인하였다. 그러나 이것은 가스전의 규모 및 플랜트 가동 기간을 고려하지 않은 결과이다.

따라서 규모가 1억 톤 이하인 소규모 가스전에 대하여 각각의 플랜트 용량에 따른 비용 분석을 사례연구를 통해 수행하였다. 대상 가스전의 규모는 시추 가능한 가스량을 각각 2천만 톤, 4천만 톤 및 8천만 톤으로 가정하였다. 사례연구를 위해 먼저, 규모별 가스전에 대하여 SMR 액화 플랜트를 건설 할 경우의 시나리오를 설정하였다. 플랜트의 수명은 20년으로 가정하였으며, 20년 안에 시추 가능한 가스를 다 액화하지 못하는 경우 동일 용량의 플랜트를 중복 설치하도록 설정하였다. 3가지 규모의 가스전에 대하여 4가지 용량의 플랜트를 건설하는 총 12가지의 시나리오에 대해 트레인 수 및 플랜트 가동 기간을 Table 6에 나타내었다.

각 시나리오에 대하여 설치비 및 연간 운전비를 적용하였다. 비용의 산출은 시추 가능한 가스량을 모두 액화시키는데 소요되는 비용을 기준으로 한다. 트레인 수와 운전기간을 설치비, 연간 운전비와 각각 곱하여 합산한 결과를 Table 7에 나타내었다.

설치비와 연간 운전비를 각 시나리오에 적용한 결과, 2천만 톤 규모의 가스전에 대해서는 1 MTPA 용량의 플랜트를 통해 액화하는 것이 비용 측면에서 가장 좋은 결과를 나타내었다. 예를 들어 2.5 MTPA 용량 플랜트의 경우 전체 수명 20년의 절반에도 미치지 못하는 8년 동안만 운전된다. 그러나 4천만 톤 및 8천만 톤 규모의 가스전에 대해서는 전체 플랜트 수명동안 다 운전되지 않지만, 가장 큰 용량인 2.5 MTPA 플랜트를 사용하는 것이 가장 좋은 결과를 나타내었다. 이것은 대용량의 플랜트를 사용하더라도 일정 운전기간 이상이 확보 되어야 가격 경쟁력이 있음을 보여준다. 이를 통해 최적의 플랜트 운전기간 역시 존재함을 알 수 있

Table 6. Scenarios for small scale gas wells

Gas well size	Plant size	1.0 MTPA	1.5 MTPA	2.0 MTPA	2.5 MTPA
	20 MT	1 train 20 yr	1 train 13.33 yr	1 train 10 yr	1 train 8 yr
40 MT	2 train 20 yr	2 train 13.33 yr	1 train 20 yr	1 train 16 yr	
80 MT	4 train 20 yr	3 train 17.78 yr	2 train 20 yr	2 train 16 yr	

Table 7. Liquefaction costs for gas wells

Gas well size	Plant size	1.0 MTPA	1.5 MTPA	2.0 MTPA	2.5 MTPA
	20 MT	671 (10 ⁶ USD)	678 (10 ⁶ USD)	691 (10 ⁶ USD)	675 (10 ⁶ USD)
40 MT	1,342 (10 ⁶ USD)	1,356 (10 ⁶ USD)	1,307 (10 ⁶ USD)	1,269 (10 ⁶ USD)	
80 MT	2,684 (10 ⁶ USD)	2,654 (10 ⁶ USD)	2,615 (10 ⁶ USD)	2,538 (10 ⁶ USD)	

으며 운전기간에 대한 최적화 연구의 필요성이 있음을 나타낸다.

VI. 결론

본 연구에서는 천연가스 액화공정 중 하나의 혼합냉매 사이클로 구성된 SMR 공정에 대하여 설치비 및 운전비를 평가하고, 이에 따른 단위 질량의 LNG를 생산하는데 필요한 비용을 계산하였다.

결론적으로 플랜트 용량이 커질수록 설치비 및 운전비가 증가하지만, 이에 비해 LNG 생산량이 더욱 크게 증가하기 때문에 단위 LNG 생산량 당 비용은 감소하는 것으로 나타났다. 그러나 비용 최적화를 위해서는 각각의 플랜트 용량에 대한 운전조건 최적화 역시 이루어져야 한다. 이러한 측면에서 본 연구는 공정의 운전조건은 동일하게 유지한 채 천연가스와 혼합냉매의 유량만을 변화시켰다는 한계가 있다.

그러나 비용 측면에서 사례연구를 통해 공정 최적화에 접근함으로써 인해 장치의 용량별 비용을 분석하

고 플랜트의 비용 정보를 제시 할 수 있었다. 또한 본 연구에서는 각 용량별 SMR 공정을 서로 다른 규모의 소규모 가스전에 대해 적용한 결과, 가스전의 규모 별 최적의 플랜트 용량이 있음을 확인하였다. 앞으로 천연가스 액화공정의 비용기반 최적화에 관한 연구가 추가적으로 진행 될 필요가 있으며 이러한 연구는 국내 자체 기술 보유에 큰 역할을 할 것이다.

감사의 글

본 연구는 국토교통부 가스플랜트사업단의 연구비 지원에 의해 수행되었습니다.

REFERENCES

- [1] The Outlook for Energy, *A view to 2040*, Exxon Mobile, (2015)
- [2] Kumar. S., Kwon. H., Choi. K., Lim. W., Cho. J. H., Tak. K., and Moon. I., "LNG: An eco-friendly cryogenic fuel for sustainable development", *Applied Energy*, **88**, 4264-4273, (2011)
- [3] Kirillov. N. G., "Analysis of modern natural gas liquefaction technologies", *Chemical and Petroleum Engineering*, **40**, 401-406, (2004)
- [4] Hatcher. P., Khalilpour, R., and Abbas, A., "Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives", *Computers and Chemical Engineering*, **41**, 123-133, (2012)
- [5] Lee. I., Tak. K., Lee. S., Ko. D., and Moon. I., "Decision Making on Liquefaction Ratio for Minimizing Specific Energy in a LNG Pilot Plant", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **54**, 12920-12927, (2015)
- [6] Tak. K., Lee. I., Kwon. H., Kim. J., Ko. D., and Moon. I., "Comparison of Multistage Compression Configurations for Single Mixed Refrigerant Processes", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **54**, 9992-10000, (2015)
- [7] Lim. W., Choi. K., and Moon. I., "Current Status and Perspectives of Liquefied Natural Gas (LNG) Plant Design", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **52**, 3065-3088, (2013)
- [8] Wang. M., Zhang. J., and Xu. Q., "Optimal design and operation of a C3MR refrigeration system for natural gas liquefaction", *Computers and Chemical Engineering*, **39**, 84-95, (2012)
- [9] Alabdulkarem. A., Mortazav. A., and Hwang. Y., Radermacher. R., Rogers. P., "Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant", *Applied Thermal Engineering*, **31**, 1091-1098, (2011)
- [10] Norwegian University of Science and Technology, *Modelling of Multistream LNG Heat Exchangers*, (2011)
- [11] Moore. F. T., "Economies of Scale: Some Statistical Evidence", *Oxford University Press*, **73**, 232-245, (1959)