



Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Московский государственный технический университет имени Н.Э. Баумана
(национальный исследовательский университет)»
(МГТУ им. Н.Э. Баумана)

Домашнее задание №_1_

по курсу

«Системы ожижения и разделения газовых смесей»

Вариант __7__

Группа: Э4-101

Выполнил студент:

Жалялетдинов Р.Х.

Проверил:

Куприянов М.Ю.

Москва 2020 г.

Дано:

Давление на входе:	$p := 3 \text{ ата}$	$p = 2.962 \text{ бар}$	$p = 0.296 \text{ МПа}$
Компоненты в смеси и их концентрации:	Кислород O_2 - 41%	$O_2 := 0.41$	$M_{O_2} := 32 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$
	Аргон Ar - 59%	$Ar := 0.59$	$M_{Ar} := 40 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$
Чистота получаемого продукта:	марка - 2,2	$Ar' := 0.992$	
Получаемый продукт:	Ar		
Фазовое состояние получаемого продукта:	ж		
Расход смеси:		$G_{см0} := 19.19 \frac{\text{т}}{\text{день}}$	

Требуется: Выбрать ТМОА для разделения смеси испарительными методами. Составить и посчитать цикл для реализации процесса, конечные значения расходов. Привести к нормальным (начальные условия смеси по ГОСТ 2939-63). В условии указаны молярные концентрации. Сравнить полученный цикл с существующими аналогами.

1. Определим молярную массу, молярный расход смеси, приведенной к системе СИ:

$$M_{см} := M_{O_2} \cdot O_2 + M_{Ar} \cdot Ar = 0.037 \frac{\text{кг}}{\text{моль}}$$

$$G_{см} := \frac{G_{см0}}{M_{см}} = 5.487 \frac{\text{моль}}{\text{с}}$$

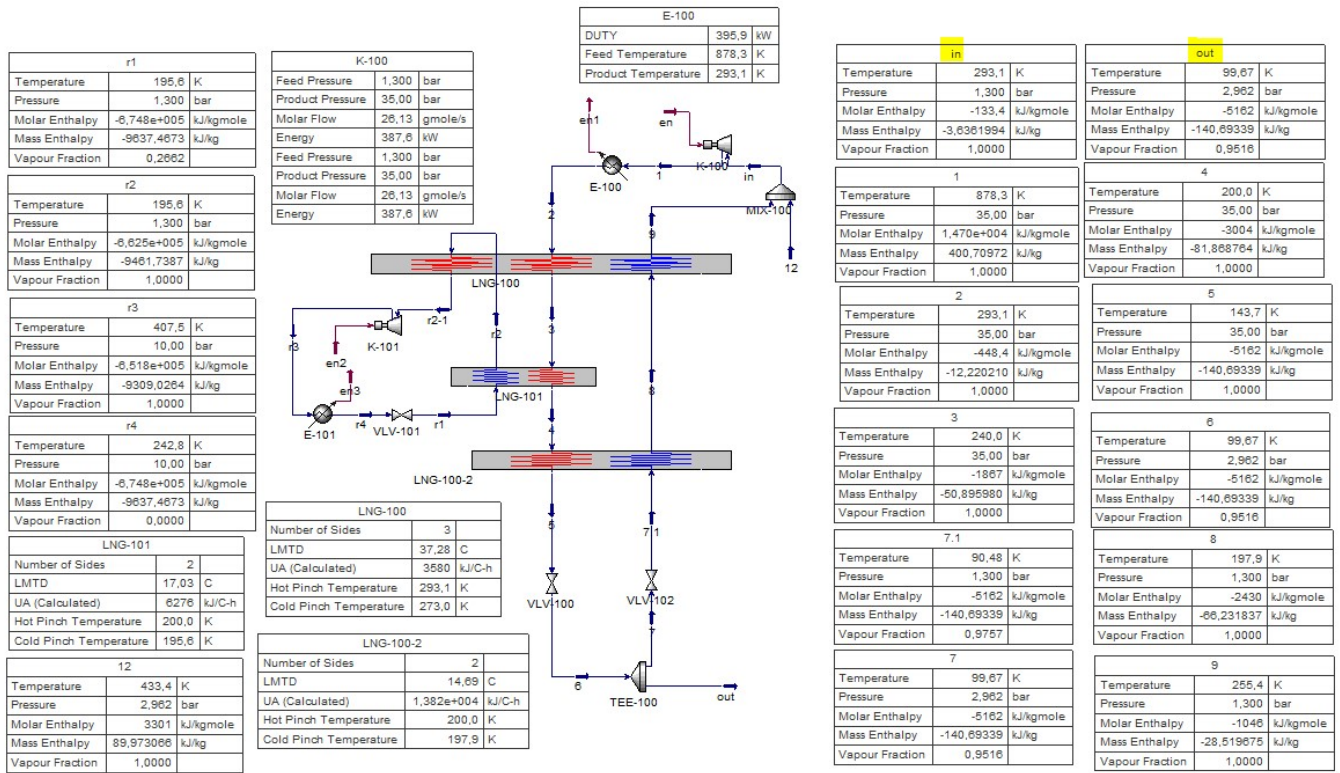
2. Смесь, подающаяся в колонну должна быть насыщенной (s - saturated), тогда:

2: argon/oxygen: V/L sat. p=0,296 MPa, q=0 to 1 (0,59/0,41)								
	Temperature (K)	Pressure (MPa)	Density (kg/m ³)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (kJ/kg-K)	Molar Mass	Mole Frac. (argon)	Mole Frac. (oxygen)
1	99,592	0,29600	1227,9	-107,20	2,2483	36,689	0,59000	0,41000
2	99,604	0,29600	129,03	-90,565	2,4153	36,689	0,59000	0,41000
3	99,615	0,29600	68,025	-73,893	2,5827	36,689	0,59000	0,41000
4	99,627	0,29600	46,155	-57,181	2,7505	36,689	0,59000	0,41000
5	99,640	0,29600	34,907	-40,427	2,9186	36,689	0,59000	0,41000
6	99,653	0,29600	28,054	-23,629	3,0872	36,689	0,59000	0,41000
7	99,666	0,29600	23,440	-6,7860	3,2562	36,689	0,59000	0,41000
8	99,679	0,29600	20,123	10,105	3,4257	36,689	0,59000	0,41000
9	99,694	0,29600	17,622	27,045	3,5956	36,689	0,59000	0,41000
10	99,708	0,29600	15,669	44,036	3,7660	36,689	0,59000	0,41000
11	99,723	0,29600	14,102	61,080	3,9370	36,689	0,59000	0,41000

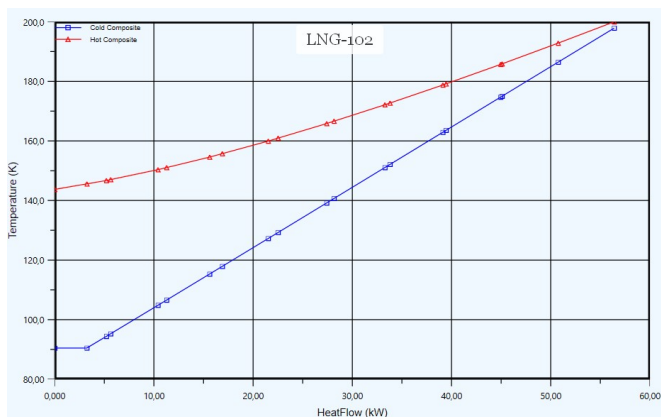
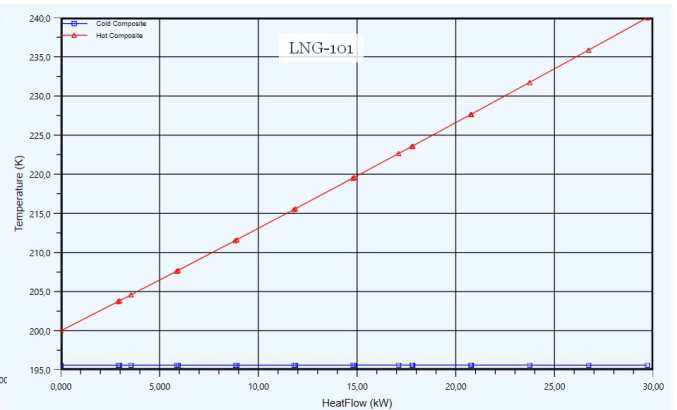
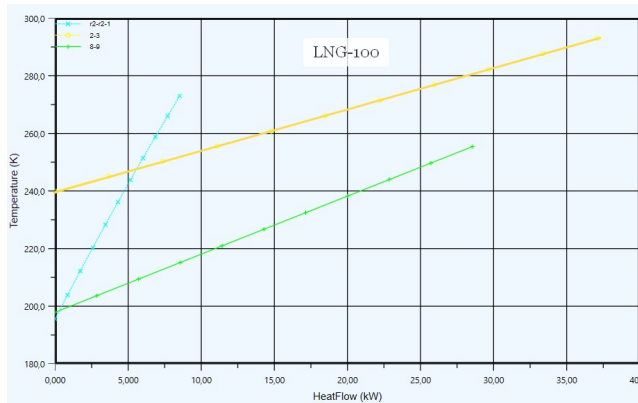
Диапазон температур на входе - 99,6..99,7 К

3.1. Требуется подобрать цикл подготовки смеси перед ее подводом в ТМОА для разделения смеси:

Построил цикл, состоящий из основного и вспомогательного подциклов. Вспомогательный подцикл - идеальный парокомпрессионный, работает на R23.



Q - T диаграммы теплообменных аппаратов :



Stream Name	out	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	0,9516	0,9516
Temperature [K]	99,67	99,67
Pressure [bar]	2,962	2,962
Molar Flow [gmole/s]	5,487	5,222
Mass Flow [kg/h]	724,7	690,0
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,5676	0,5402
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5162	-4860
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	97,11	100,1
Heat Flow [kW]	-28,32	-25,38
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	466,6	444,0
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Затраты работы, приведенные ко времени - $L_1 = \sum_i L_{Ki}$ $L_1 := (387.6 + 17.29) \text{ кВт}$

Холодопроизводительность - $\varepsilon_1 = \frac{G_{CM} \cdot x \cdot (h_{in} - h_{Lout})}{L_1}$ $h_{in} - h_{Lout} = \delta h$

$\delta h := (5162 - 133.4) \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$

$\varepsilon_1 := \frac{G_{CM} \cdot \delta h}{L_1} = 0.068$

Эффективность мала, нужен более энергоэффективный цикл

3.2. Альтернативный цикл

В качестве альтернативного цикла выбран цикл Гейланда, потоки на детандер и на прямой в отношении 0,55 к 0,45 соответственно.

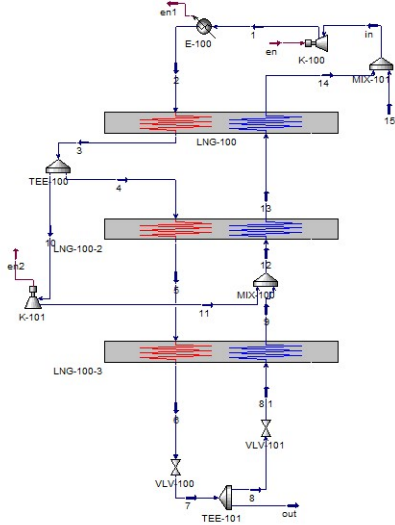
K-100	
Feed Pressure	1,200 bar
Product Pressure	25,00 bar
Molar Flow	20,00 gmole/s
Energy	343,6 kW

K-101	
Feed Pressure	25,00 bar
Product Pressure	1,200 bar
Molar Flow	9,000 gmole/s
Energy	24,40 kW

LNG-100	
Number of Sides	2
LMTD	11,26 C
UA (Calculated)	7812 kJ/C-h
Hot Pinch Temperature	293,1 K
Cold Pinch Temperature	289,5 K

LNG-100-2	
Number of Sides	2
LMTD	19,22 C
UA (Calculated)	8036 kJ/C-h
Hot Pinch Temperature	161,2 K
Cold Pinch Temperature	144,5 K

LNG-100-3	
Number of Sides	2
LMTD	20,68 C
UA (Calculated)	1251 kJ/C-h
Hot Pinch Temperature	145,0 K
Cold Pinch Temperature	138,0 K



in	
Temperature	293,1 K
Pressure	1,200 bar
Molar Enthalpy	-133,7 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-3,6433352 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

1	
Temperature	99,67 K
Pressure	25,00 bar
Molar Enthalpy	1,704e+004 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	464,66990 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

2	
Temperature	293,1 K
Pressure	25,00 bar
Molar Enthalpy	-356,8 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-9,7261295 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

3	
Temperature	245,9 K
Pressure	25,00 bar
Molar Enthalpy	-1579 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-43,034471 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

4	
Temperature	245,9 K
Pressure	25,00 bar
Molar Enthalpy	-1579 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-43,034471 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

5	
Temperature	145,0 K
Pressure	25,00 bar
Molar Enthalpy	-4509 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-122,89433 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

6	
Temperature	135,2 K
Pressure	25,00 bar
Molar Enthalpy	-5162 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-140,69339 kJ/kg
Vapour Fraction	0,9397

7	
Temperature	99,67 K
Pressure	2,962 bar
Molar Enthalpy	-5162 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-140,69339 kJ/kg
Vapour Fraction	0,9516

8	
Temperature	99,67 K
Pressure	2,962 bar
Molar Enthalpy	-5162 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-140,69339 kJ/kg
Vapour Fraction	0,9516

8,1	
Temperature	89,68 K
Pressure	1,200 bar
Molar Enthalpy	-5162 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-140,69339 kJ/kg
Vapour Fraction	0,9397

9	
Temperature	138,0 K
Pressure	1,200 bar
Molar Enthalpy	-3859 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-105,17921 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

10	
Temperature	245,9 K
Pressure	25,00 bar
Molar Enthalpy	-1579 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-43,034471 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

11	
Temperature	120,0 K
Pressure	1,200 bar
Molar Enthalpy	-4290 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-116,91823 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

12	
Temperature	126,8 K
Pressure	1,200 bar
Molar Enthalpy	-4128 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-112,45897 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

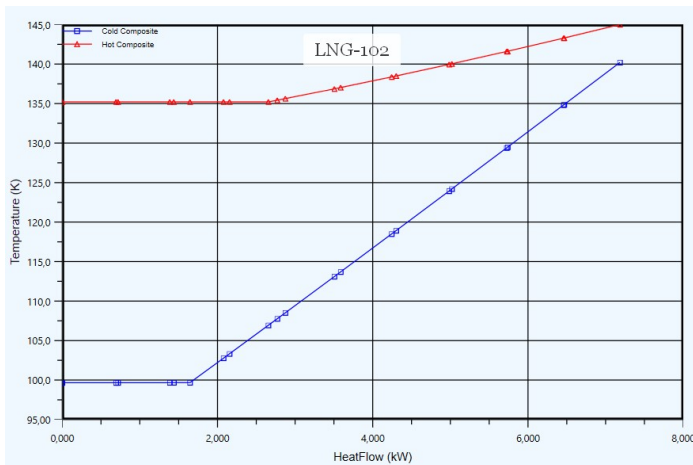
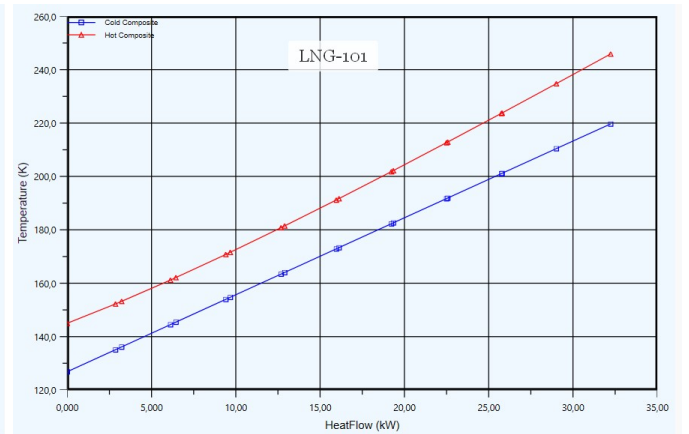
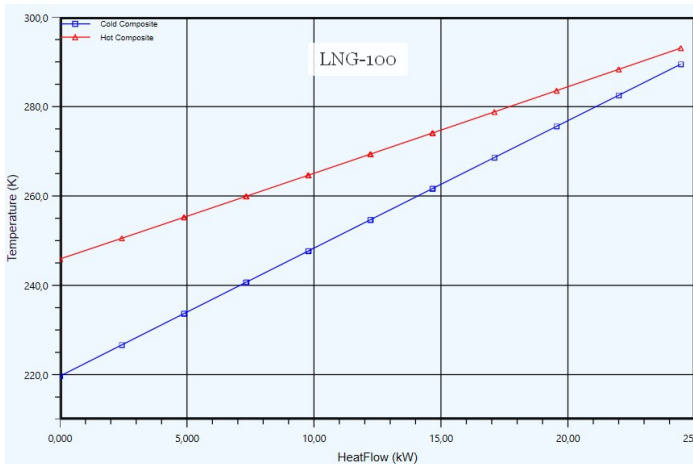
13	
Temperature	219,7 K
Pressure	1,200 bar
Molar Enthalpy	-1905 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-51,92894 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

14	
Temperature	289,5 K
Pressure	1,200 bar
Molar Enthalpy	-221,2 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-6,0285076 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

15	
Temperature	302,6 K
Pressure	2,962 bar
Molar Enthalpy	97,79 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	2,6653959 kJ/kg
Vapour Fraction	1,0000

out	
Temperature	99,67 K
Pressure	2,962 bar
Molar Enthalpy	-5162 kJ/kgmole
Mass Enthalpy	-140,69339 kJ/kg
Vapour Fraction	0,9516

Q - T диаграммы теплообменных аппаратов:



Stream Name	out	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	0,9516	0,9516
Temperature [K]	99,67	99,67
Pressure [bar]	2,962	2,962
Molar Flow [gmole/s]	5,487	5,222
Mass Flow [kg/h]	724,7	690,0
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,5676	0,5402
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5162	-4860
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	97,11	100,1
Heat Flow [kW]	-28,32	-25,38
LiQ Vol Flow @Std Cond [m3/h]	466,6	444,0
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Затраты работы, приведенные ко времени -

$$L_1 = \sum_i L_{Ki}$$

$$L_2 := (443.6 - 24.4) \text{ кВт}$$

Холодопроизводительность цикла-

$$\varepsilon_2 = \frac{G_{CM} \cdot x \cdot (h_{in} - h_{Lout})}{L_2}$$

$$h_{in} - h_{Lout} = \delta h$$

$$\delta h := (5262 - 133.4) \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\varepsilon_2 := \frac{G_{cm} \cdot \delta h}{L_2} = 0.067$$

Эффективность меньше чем в предыдущем цикле

4. В качестве ТМОА для разделения смеси выбрана двухсекционная ректификационная колонна.

Т.к. смесь состоит из аргона (Т. кип - 87,29 К) и кислорода (Т. кип - 90,2 К), смесь разделяется сложно, "рыбки - узкие".

Предположительно, разделяемый поток можно подать в нижнюю часть колонны в жидком виде (так точка ввода будет на кривой кипения и процесс массообмена будет проходить легче, и будет меньше нагрузки на конденсатор).

Далее приводятся схема колонны, уравнения баланса (3) для колонны, к-т извлечения по компонентам, выходящих из колонны:

$$M = Ap + R \quad (1)$$

$$M := G_{cm}$$

$$M \cdot y_M = Ap \cdot x_{Ap} + R \cdot y_R \quad (2)$$

$$x_{Ap} := Ar'$$

$$M \cdot y_M \cdot i_M = Ap \cdot x_{Ap} \cdot i'_{Ap} + R \cdot y_R \cdot i''_R + Q_k \quad (3)$$

$$y_M := Ar$$

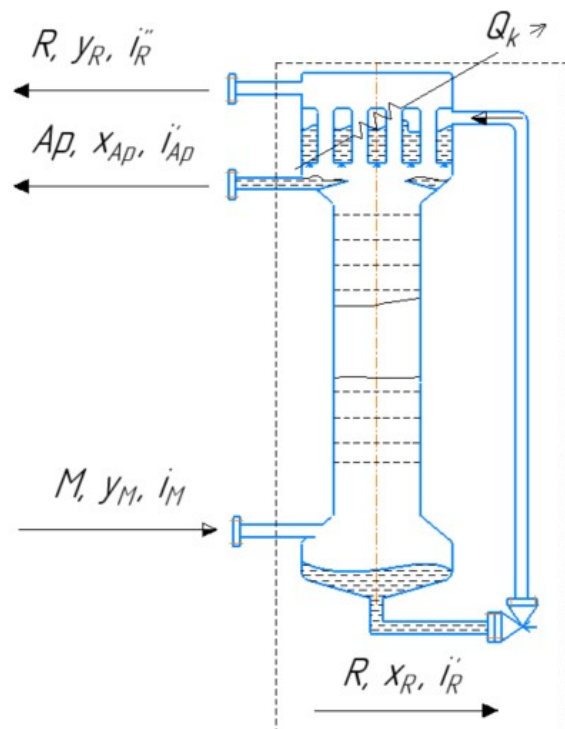
Зададимся к-том извлечения по аргону равным: $\beta := 0.6$

$$\frac{x_{Ap} \cdot Ap}{y_M \cdot M} = \beta$$

$$Ap := \frac{\beta \cdot y_M \cdot M}{x_{Ap}} = 1.958 \frac{\text{моль}}{\text{с}}$$

$$R := M - Ap = 3.529 \frac{\text{моль}}{\text{с}}$$

$$\text{Тогда } y_R := \frac{M \cdot y_M - Ap \cdot x_{Ap}}{R} = 0.367$$



Зная фазовый состав по компоненту, давление в колонне, можно определить энтальпии потоков, и определить Q_k :

$$i_M := -5162 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} \quad i'_{Ap} := -10310 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} \quad i''_R := -5133 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$Q_k := M \cdot y_M \cdot i_M - Ap \cdot x_{Ap} \cdot i'_{Ap} - R \cdot y_R \cdot i''_R = 9.962 \text{ кВт}$$

5. Уравнения баланса в конденсаторе:

$$R + G = R + Ap + g$$

$$R \cdot y_R + G \cdot y = R \cdot y_R + Ap \cdot x_{Ap} + g \cdot x$$

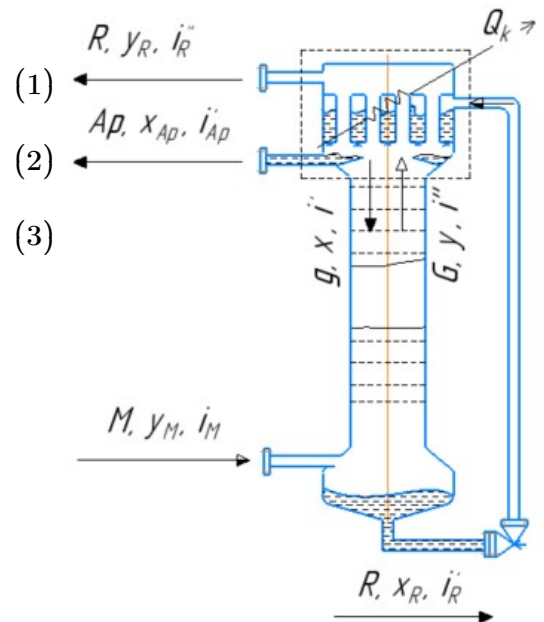
$$R \cdot y_R \cdot i_R + G \cdot y \cdot i'' = R \cdot y_R \cdot i''_R + Ap \cdot x_{Ar} \cdot i'_{Ar} + g \cdot x \cdot i' + Q_k \quad (3)$$

$$G \cdot y \cdot i'' = R \cdot y_R \cdot i'_R + Ap \cdot x_{Ar} \cdot i'_{Ar} + g \cdot x \cdot i' + Q_k$$

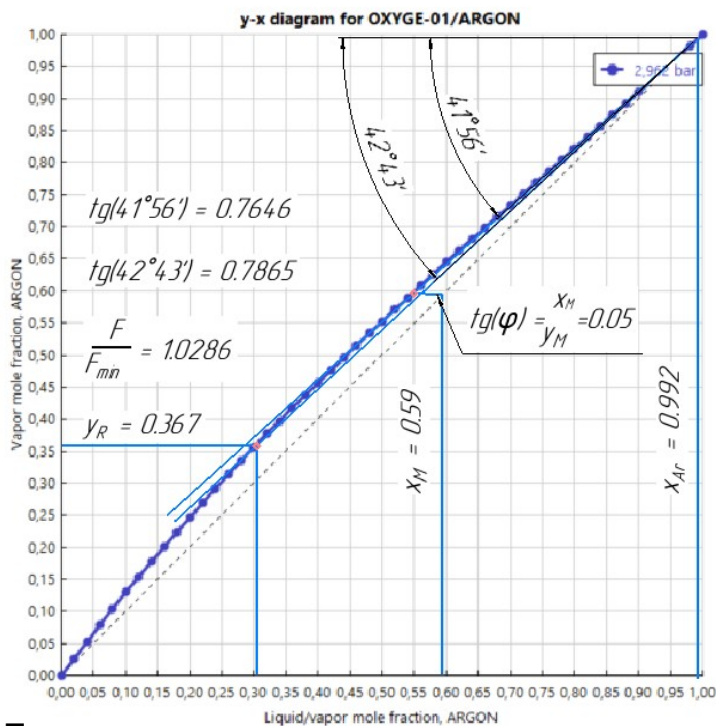
Отсюда можно вывести уравнение рабочей линии колонны (С учетом приближений Мак-Кеба и Тиле):

$$y = \frac{g}{G} \cdot x + \frac{Ap \cdot x_{Ap}}{G} \quad \text{где} \quad G = \frac{q_k}{r_{Ar}}$$

$$F = \frac{g}{G} = \operatorname{tg}(\alpha) \quad - \text{флегмовое отношение}$$



5.1. Проверка полученного расчетного значения y_R :



В идеальном случае F будет стремиться к 1, т.е. будет совпадать с диагональю $y = x$.

Т.о. получился к-т запаса:

$$\frac{F}{F_{\min}} = 1.0286$$

6. Приведение конечных расходов к нормальным величинам:

Согласно ГОСТ 2939-63 объем газов должен быть при температуре 20 °С, давлении 760 мм рт. ст., и влажностью $\psi = 0$, тогда:

Молярный объем газа при н.у. и к-ты сжимаемости (Z-factor):

$$V_0 := 24 \frac{\text{л}}{\text{моль}} \quad z_M := 0.9301 \quad z_{Ap} := 0.9295 \quad z_R := 0.9307$$

$$V_M := z_M \cdot M \cdot V_0 = 0.122 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_{Ap} := z_{Ap} \cdot Ap \cdot V_0 = 0.044 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_R := z_R \cdot R \cdot V_0 = 0.079 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

$$\text{Проверка} \quad V_M - V_{Ap} - V_R = 0 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

7. Сравнение выбранного цикла с промышленными аналогами:

Данный цикл не имеет существующих в реальности аналогов, так как специфичен. Обычно ректификат аргона является попутным продуктом ВРУ высокой производительности.

В книге А.М. Архарова и др - "Криогенные системы. Том 2" приведен ряд существующих ВРУ, попутно производящих аргон. Их энергетические показатели приведены ниже:

1.5. Энергетические характеристики основных ВРУ, находящихся в эксплуатации

Установка	Затраты энергии на единицу объема (массы) газообразного (жидкого) продукта, кВт·ч/м³ (кВт·ч/кг)	Удельная* работа разделения, Дж/моль		Степень термодинамического совершенства, %	Примечание
		действительная	минимальная		
ВРУ низкого давления					
Технологического кислорода (КТ—70, КА—35, КтК—35, АК—30 и др.)	0,38—0,41	6900—7100	1150—1350	16,5—19,5	Цикл низкого давления воздуха с турбодетандером; турбодетандеры регулируются с поворотными лопатками направляющего аппарата. Очистка и осушка воздуха в регенераторах. Предварительное азотоводяное охлаждение. Изоляция — перлитовый порошок. Установки автоматизированы. В ВРУ АК—15П и АК—7П очистка и осушка воздуха — адсорбционная на цеолитах, предварительное охлаждение во внешнем цикле холодильной фреоновой установки
Технического кислорода (КА—32, КААр—32, КАр—30, КААр—15, КА—15, КА—5, АКАр—6, АК—15П, АК—7П и др.)	0,44—0,48	6800—7000	1050—1150	15,0—17,0	
Азотные (А—8, ААЖ—6, ААЖ—0,6)	0,22—0,27	6700—8200	2100—2200	26—31	
ВРУ среднего давления					

Определение степени термодинамического совершенства выбранного цикла:

$$T_0 := 293.1 \text{ K} \quad s_1 := 133.4 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot \text{K}} \quad s_f := 97.11 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot \text{K}}$$

$$\varepsilon_{ud} := \frac{\delta h}{T_0 \cdot (s_1 - s_f) - \delta h} = 0.931 \quad \eta_t := \frac{\varepsilon_1}{\varepsilon_{ud}} \cdot 100 = 7.31\%$$

Что в 2 раза менее эффективно в сравнении с 15-17% у ВРУ, находящихся в эксплуатации.

Такая неэффективность оправдана простотой цикла, недостаточной его целевой оптимизацией, использования дросселирования в качестве процесса разряжения потока.

Т-ху диаграмма равновесия:

